



TESIS - ME 142516

**JUDUL: RISK ASSESSMENT OFFLOADING KAPAL FLNG KE KAPAL
SHUTTLE TANKER**

OLEH :

MUHAMAD AMRIL IDRUS

4113204001

DOSEN PEMBIMBING

Prof. Dr. KETUT BUDA ARTANA, ST., M.Sc

A.A.B DINARIYANA D.P, ST., MES, Ph.D.

PROGRAM PASCASARJANA

TEKNIK SISTEM DAN PENGENDALIAN KELAUTAN

PROGRAM STUDI TEKNOLOGI KELAUTAN

FAKULTAS TEKNOLOGI KELAUTAN

INSTITUT TEKNOLOGI SEPULUH NOPEMBER

SURABAYA

2015



THESIS - ME 142516

**TITLE: RISK ASSESSMENT OFFLOADING FLNG TO LNG
SHUTTLE TANKER**

BY :

MUHAMAD AMRIL IDRUS

4113204001

SUPERVISOR

Prof. Dr. KETUT BUDA ARTANA, ST., M.Sc

A.A.B DINARIYANA D.P, ST., MES, Ph.D.

MAGISTER PROGRAM

MARINE CONTROL AND SYSTEM ENGINEERING

PROGRAM STUDY OF MARINE TECHNOLOGY

DEPARTEMENT OF OCEAN TECHNOLOGY

TECHNOLOGY OF SEPULUH NOPEMBER INSTITUTE

SURABAYA

2015

LEMBAR PENGESAHAN

TESIS

Judul Tesis : RISK ASSESSMENT KAPAL FLNG KE KAPAL SHUTTLE TANKER

Oleh : MUHAMAD AMRIL IDRUS

NRP : 4113 204 001

Telah Diujikan pada :

Hari / Tanggal : Senin / 26 Januari 2015

Periode Wisuda : Bulan Maret

Untuk Mendapatkan Gelar Magister Teknik (MT) Pada

Program Pascasarjana Teknologi Kelautan – Fakultas Teknologi Kelautan

Institut Teknologi Sepuluh Nopember

Dosen Pembimbing

1. Prof. DR. Ketut Buda Artana, ST., M.Sc.

NIP. 19710915 199412 1 001

2. A.A.B. Dinariyana D.P, ST., MES., Ph.D.

NIP. 19750510 200003 1 001

Dosen Penguji

1. Dr. Eng. Trika Pitana, ST., M.Sc.

NIP. 19760129 200112 1 001

2. DR. Eng. M. Badrus Zaman, ST., MT.

NIP. 19770802 200801 1 007

Direktur Program Pascasarjana

Institut Teknologi Sepuluh Nopember

Prof. DR. Ir. Adi Soeprijanto, M.T.

NIP. 19640405 199002 1 001

RISK ASSESSMENT OFFLOADING KAPAL FLNG KE KAPAL SHUTTLE TANKER

Nama Mahasiswa : Muhamad Amril Idrus
NRP : 4113204001
Dosen Pembimbing : 1. Prof. Dr. Ketut Buda Artana, ST., M.Sc
2. A. A. B. Dinariyana D. P, ST., MES., Ph.D.

Abstrak

Floating Liquefied Natural Gas (FLNG) adalah bangunan terapung yang berfungsi sebagai fasilitas eksploitasi, produksi dan pencairan gas alam. LNG dicairkan dengan suhu $-160\text{ }^{\circ}\text{C}$ pada tekanan 14,7 psi sehingga volumenya tereduksi 1/600 fasa gas. FLNG memerlukan proses transfer, untuk memindahkan LNG ke kapal *shuttle tanker*. penelitian ini melakukan identifikasi bahaya, penilaian risiko, mitigasi dan rekomendasi terhadap sistem transfer *offloading* kapal FLNG. Identifikasi bahaya menggunakan *Hazard Identification (HAZID)* dengan membagi sistem transfer untuk memudahkan proses identifikasi bahaya. *Initiating event* komponen diperoleh dari data *process release frequencies* untuk perhitungan *Fault Tree Analysis (FTA)* sedangkan data *ignition probabilities* digunakan untuk mendapatkan frekuensi kegagalan setiap skenario pada perhitungan *Event Tree Analysis (ETA)*, kedua data tersebut berasal dari *International Association Oil and Gas Producers (OGP) Standard*. Analisa konsekuensi menggunakan *fire modelling* pada tiap skenario. Risiko akan direpresentasikan ke dalam *f-N Curve* yang mengacu pada *UK HSE Standard*. Analisa frekuensi dan konsekuensi dilakukan pada kebocoran 50 mm, 100 mm dan 200 mm pada skenario *jetfire*, *gas dispersion*, *flash fire* dan *explosion*, untuk mengetahui frekuensi (f) dan korban (N) pada setiap skenario. Pada skenario *jetfire* pada sub-sistem *Storage & Loading* kebocoran 50 mm berada pada area ALARP, dapat dilakukan mitigasi dengan mengurangi nilai frekuensi atau konsekuensi, atau menjaga nilai frekuensinya dengan perawatan berkala dan menggunakan komponen berkualitas agar risiko tidak naik ke area *Intolerable*. Sedangkan skenario lainnya berada pada daerah *Acceptable*, dimana kondisi risiko pada fasilitas offloading kapal FLNG dapat diterima.

Kata kunci : FLNG, Risk Assessment, FTA, Fire Modeling, dan f-N Curve

RISK ASSESSMENT OF OFFLOADING FLNG TO LNG SHUTTLE TANKER

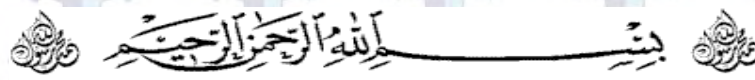
Name Student : Muhamad Amril Idrus
NRP : 4113204001
Lecturer : 1. Prof. Dr. Ketut Buda Artana, ST., M.Sc
2. A. A. B. Dinariyana D. P, ST., MES., Ph.D.

Abstrak

Floating Liquefied Natural Gas (FLNG) is a floating structure which has main function as an LNG production, liquefaction, storage and offloading. The natural gas will be liquified at -160°C and at pressure of 14.7 Psi until the volume decreased to 1/600 of its gas phase. FLNG requires cargo transfer process, in order to transfer the LNG from the FLNG storage tank to the cargo containment space of the shuttle tanker. This research has been conducted in a sequence of hazard identification, risk assessment, mitigation and recommendation of the LNG offloading transfer system. The hazard identification was carried out by HAZID method, in which the cargo offloading system was divided into several subsystem in order to simplify it. Initiating event for the components is obtained by means of analysis from the release process frequencies fault tree analysis (FTA) calculation and ignition probabilities used to get failure frequency to calculate event tree analysis (ETA) each scenario, both of data is derived based on the Standard Association Oil and Gas Producers (OGP). The consequence analysis was carried out by fire modelling of several leakage scenarios. The result of frequency and consequence analysis was then plotted in f-N Curve which refer to UK HSE Standart. Several simulations were conducted at a leakage scenario of 50 mm, 100 mm and 200 mm in the form of jetfire modelling. Gas dispersion, as well as flash fire and explosion, to know frequency (f) and casualty (N) for each scenario. This research found that the jetfire scenario in subsystem storage and offloading by leakage of 50 mm attained at As Low As Reasonably Practicable (ALARP) zone, and some mitigation efforts was then required by reducing the frequency or censequence or at least by maintaining the level of the frequency, for example: by conducting scheduled maintenance or using high quality component in order to prevent the risk not to shift to Intolerable Area. The other scenarios are eventually arrived at Acceptable zone, where the risk of the FLNG Ship offloading facility can be technically accepted.

Key Words : FLNG, Risk Assessment, FTA, Fire Modeling, and f-N Curve

KATA PENGANTAR



Assalamualaikum Warahmatullahi Wabarakatuh.

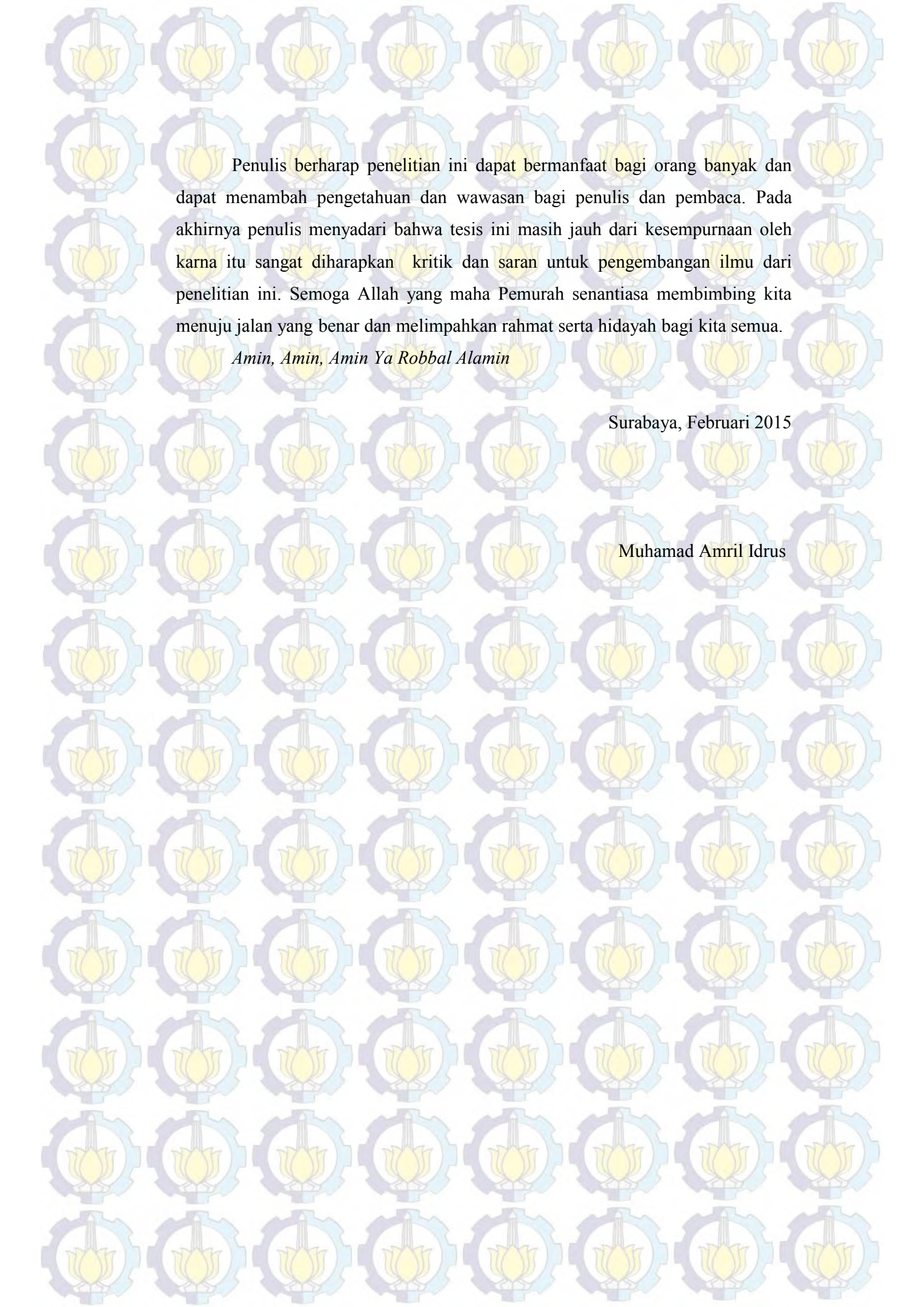
Segala puji penulis panjatkan ke pada Allah yang maha Esa, yang maha Pengasih dan Penyayang. Tuhan umat manusia yang mempunyai segala kuasanya terhadap mahluk di dunia dan alam semesta. Terima kasih atas rahmat, hidayah, rizki, kesehatan dan dimudahkan dalam pengerjaan penelitian kepada penulis. Shalawat dan salam kepada Nabi yang terakhir, yang memberikan pencerahan serta kebaikan kepada umat manusia Rasulullah Muhammad *Sallallahu Alaihi Wasallam*.

Rasa syukur penulis sampaikan atas terselesainya penelitian ini dalam bentuk Tesis dengan judul “Risk Assessment Offloading Kapal FLNG Ke Kapal Shuttle Tanker” dengan sebaik-baiknya.

Dalam proses pengerjaan penelitian ini penulis banyak mendapatkan bantuan, kritik dan saran dari berbagai pihak. Melalui lembar ini penulis mengucapkan terima kasih kepada :

1. Kedua orang tua penulis M. Idrus dan Murniaty Badar dan kakak ku Shanty Irma Idrus, Shinta Surya Idrus dan Dewi Amni Idrus serta keponakan ku Aqila, Athar, Shifa dan Zahra. Terima kasih atas doa, kebaikan, kesabaran, pengorbanan dan bantuan dananya sehingga ananda dapat menyelesaikan studi dengan sebaik-baiknya semoga kita semua diberikan berkah dan hidayah dari Allah *Azza Wajalla*.
2. Bapak Prof. DR. Ketut Buda Artana, ST., M.Sc. selaku Dosen Pembimbing I, terima kasih atas pemikiran, bimbingan, arahan dan masukkan ide sehingga tesis ini dapat terselesaikan dengan baik
3. Bapak A. A. B. Dinariyana D. P, ST., MES., Ph.D. selaku Dosen Pembimbing II dan Kepala Laboraturium RAMS, terima kasih atas pemikiran, bimbingan dan masukkan ide sehingga tesis ini dapat terselesaikan dengan baik.

4. Bapak DR. Eng. Trika Pitana, ST., M.Sc selaku dosen wali pada masa perkuliahan penulis dan selaku Tim penguji pada ujian Tesis.
5. Bapak DR. M. Badrus Zaman, ST., MT selaku Tim penguji pada ujian Tesis
6. Bapak Prof. Dr. Adi Soeprijanto, MT. Selaku Direktur Program Pasca sarjana Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya.
7. Seluruh Staf Pengajar Program Pascasarjana FTK, Prodi Teknik Sistem dan Pengendalian Kelautan yang telah memberikan pelajaran dan ilmunya kepada penulis.
8. Seluruh Staf dan Karyawan program Pascasarjana FTK yang telah senantiasa membantu dan melayani kebutuhan mahasiswa selama tugas belajar.
9. “Geng Serigala Pasca sarjana Siskal 2013” Mr. Munir, Mr. Suardi, Mr. Pace, Mrs. Bene, Mr. Cak Imam, Mr. Teddy, Mr. Rizki, Mr. Syafi, Mr. Arul, Mr. Ertu, Mr. Hadi dan Mr. Adi yang memberikan banyak masukan saran, ide dan pertemanan yang sangat berkesan bagi penulis, *See you on the top, guys*.
10. Team Softball ITS Mr. Bagar, Ms Lina, Ms. Laras, Mr. Alif & Ms. Rensi dan UKM Softball Airlangga *Coach* Aros, *Coach* Singo, Mr. Topik, Ms. Alia & Ms. Novi terima kasih atas kebersamaan dan latihannya, semoga nanti Timnya bisa ikut kejuaraan softball antar Universitas.
11. The Macz Man Zona Jawa Timur, terima kasih untuk kebersamaan semangat, nyayian, keringat, darah dan air mata selalu menemani PSM Makassar di setiap pertandingan *home & away* selama berhombase di Kota Pahlawan. Semoga usaha kita terbayarkan dengan menjadi Juara Piala Indonesia dan Liga Indonesia.
12. Mahasiswa Teknik Perkapalan Angkatan 2007 Fakultas Teknik UH, untuk setiap kebersamaan dan baku *calla*-nya di grup. *See you On the Top, Guys*.
13. Choey (Alm), Ayi, Ithink, Ira, Dian dan Anna sebagai sahabat penulis dari SMA terima kasih atas kebersamaan, bapres, traktiran, kritik dan saran untuk pacar dan motifasi kepada penulis. Semoga kita diberikan kebaikan dan kebaikan dari Allah, *Amin ya robbal alamin*.



Penulis berharap penelitian ini dapat bermanfaat bagi orang banyak dan dapat menambah pengetahuan dan wawasan bagi penulis dan pembaca. Pada akhirnya penulis menyadari bahwa tesis ini masih jauh dari kesempurnaan oleh karena itu sangat diharapkan kritik dan saran untuk pengembangan ilmu dari penelitian ini. Semoga Allah yang maha Pemurah senantiasa membimbing kita menuju jalan yang benar dan melimpahkan rahmat serta hidayah bagi kita semua.

Amin, Amin, Amin Ya Robbal Alamin

Surabaya, Februari 2015

Muhamad Amril Idrus

DAFTAR ISI

HALAMAN JUDUL	ii
LEMBAR PENGESAHAN	iv
ABSTRAK	vi
ABSTRACT	viii
KATA PENGANTAR	x
DAFTAR ISI	xiv
DAFTAR GAMBAR	xviii
DAFTAR TABEL	xx
DAFTAR LAMPIRAN	xxii
BAB I PENDAHULUAN	
I.1. Latar Belakang	2
I.2. Rumusan Masalah	6
I.3. Batasan Masalah	6
I.4. Tujuan dan Manfaat	6
BAB II TEORI DASAR	
II.1. Gas Indonesia	8
II.2. Pemanfaatan LNG	9
II.3. Komponen LNG	10
II.4. <i>Offloading</i> Kapal	11
II.4.1. Teknologi Transfer FLNG	11
II.4.2 Aturan Keamanan <i>Loading - Offloading</i> pada <i>Offshore Standard</i>	13
II.4.3. <i>Sub-system Loading-Offloading FLNG</i>	15
II.4.4. Deskripsi Proses <i>Offloading</i> FLNG	16
II.5. <i>Processing Production</i>	17
II.6. Identifikasi Bahaya	18
II.6.1. <i>Hazard Identification (HAZID)</i>	19
II.6.2. Frekuensi (<i>Fault Tree Analysis</i>)	20
II.6.3. Konsekuensi (<i>Fire Modelling</i>)	21

II.6.3.1 <i>Gas Dispersion</i>	23
II.6.3.2 <i>Jetfire</i>	24
II.6.3.3 <i>Boiling Liquid Expanding Vapor Explosion (BLEVE)</i>	24
II.6.4. Reprerentasi Risiko	25
II.6.4.1 f-N <i>Curve</i>	28

BAB III METODOLOGI PENELITIAN

III.1. <i>Flow Chart</i> Penegerjaan Tesis	30
III.2 Tahapan Pengerjaan Tesis	31
III.2.1. Identifikasi Permasalahan	31
III.2.2. Studi Literatur	31
III.2.3. Pengumpulan Data	32
III.2.4. Analisa Risiko	32
III.2.4.1. Identifikasi Bahaya	32
III.2.4.2. Perkiraan Frekuensi	33
III.2.4.3. Perkiraan Konsekuensi	33
III.2.4.4. Penilaian Risiko	33
III.2.4.5. Kesimpulan dan Saran	35

BAB IV ANALISA DAN PEMBAHASAN

IV.1. Identifikasi Masalah.....	36
IV.2. Pengumpulan Data Penelitian	37
IV.2.1. Kapal FLNG	37
IV.2.2. Data Lingkungan	38
IV.2.3. Karakteristik Metane	39
IV.2.4. Fasilitas FLNG	39
IV.2.5. Data Simulasi Kebocoran Pipa	40
IV.2.6. Tingkat Bahaya Fasilitas FLNG	41
IV.2.7. Crew FLNG	41
IV.2.8. Fasilitas <i>Offloading System</i>	43
IV.3. Deskripsi Proses <i>Offloading</i> FLNG	45
IV.3.1. Penjelasan Umum	45
IV.3.2. <i>LNG Rundown System</i>	45

IV.3.3. <i>LNG Storage System</i>	46
IV.3.4. <i>LNG Offloading System</i>	48
IV.3.5. <i>Boil-Off Gas Recovery</i>	51
IV.4. Identifikasi Bahaya	52
IV.4.1. Penyusunan P&iD (<i>Piping and Instalation Diagram</i>) .	52
IV.4.2. Pembagian Sub-sistem	53
IV.4.3. <i>Hazard Identification (HAZID)</i>	55
IV.4.5. Analisa Frekuensi	62
IV.4.5.1 Perhitungan Frekuensi <i>Hazard Identification</i> pada tiap sub-sistem	64
IV.4.6. Analisa konsekuensi	73
IV.4.6.1. <i>Compatibility Matrix</i>	73
IV.4.6.2. Skenario <i>Jetfire</i>	75
IV.4.6.3. Skenario <i>Gas Dispersion</i>	78
IV.4.6.4. <i>Explosion / Blast Force</i>	80
IV.4.7. Penilaian Tingkat Risiko dengan menggunakan f-N <i>Curve</i>	81
IV.4.7.1. f-N <i>Curve</i> Skenario <i>Jetfire</i>	82
IV.4.7.2. f-N <i>Curve</i> Skenario <i>Gas Dispersion</i>	83
IV.4.7.3. f-N <i>Curve</i> Skenario <i>Explosion</i>	85
BAB V KESIMPULAN DAN SARAN	
V.1. Kesimpulan	88
V.2. Saran	89
DAFTAR PUSTAKA	90
LAMPIRAN	
LAMPIRAN I	93
LAMPIRAN II	97
LAMPIRAN III	113
LAMPIRAN IV	116
LAMPIRAN V	121

DAFTAR TABEL

Tabel 2.1. <i>Component and Composition of LNG</i>	10
Tabel 2.2. <i>Codes and Standarts for LNG Transfer System</i>	12
Tabel 2.3. <i>Aturan Keamanan Loading-Offloading Offshore Standart</i>	13
Tabel 2.4. <i>HAZID Guide Words</i>	19
Tabel 2.5. <i>Hazards category of ALOHA</i>	23
Tabel 2.6. <i>Kategori Frekuensi</i>	27
Tabel 2.7. <i>Kategori Konsekuensi</i>	28
Tabel 2.8. <i>Kategori Tingkatan Keputusan</i>	28
Tabel 4.1. <i>Data Lingkungan</i>	38
Tabel 4.2. <i>Karakteristik Kandungan Metane</i>	39
Tabel 4.3. <i>FLNG Main System</i>	40
Tabel 4.4. <i>Crew Fasilitas FLNG</i>	42
Tabel 4.5. <i>Fasilitas Offloading System FLNG</i>	44
Tabel 4.6. <i>Pembagian Sub-sistem</i>	53
Tabel 4.7. <i>HAZID Sub-system Storage & Offloading FLNG</i>	56
Tabel 4.8. <i>HAZID Sub-system Loading Arms FLNG</i>	59
Tabel 4.9. <i>Initiating Event Leakage at Components</i>	63
Tabel 4.10. <i>Frequency Hazard Identification Sub-system Storage & Loading</i>	66
Tabel 4.11. <i>Frequency Hazard Identification Sub-system Loading Arms</i>	69
Tabel 4.12. <i>Frequency Release Rate Sub-system Offloading Transfer</i>	70
Tabel 4.13. <i>Ignition probability vs Release Rate</i>	71
Tabel 4.14. <i>Explosion & Flash Fire probability vs Release Rate</i>	72
Tabel 4.15. <i>Frekuensi Hazard Identification Storage & Loading Sub-</i>	72

system

Tabel 4.16. Frekuensi *Hazard Identification Loading Arms Sub-system*

73

Tabel 4.17. *Compatibility Matrix*

73

Tabel 4.18. Dampak *Jetfire* Terhadap Manusia

77

Tabel 4.19. Dampak *Gas Dispersion* Terhadap Manusia

79

Tabel 4.20. Dampak *Explosion* Terhadap Manusia

81

Tabel 4.21. Frekuensi, Komulatif Frekuensi dan Fatality Skenario *Jetfire*

82

Tabel 4.22. Frekuensi, Komulatif Frekuensi dan Fatality Skenario *Gas Dispersion*

83

Tabel 4.23. Frekuensi, Komulatif Frekuensi dan Fatality Skenario *Explosion*

85

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1. Proyeksi Produksi Minyak Bumi Indonesia	2
Gambar 1.2. Proyeksi Produksi, Konsumsi, Ekspor dan Impor Gas ...	3
Gambar 1.3. Peta Lokasi Blok Masela, <i>Abadi Gas Field</i>	4
Gambar 2.1. Proyeksi Produksi, Konsumsi, Ekspor dan Impor LNG ..	8
Gambar 2.2. Proyeksi Pemanfaatan Gas Bumi	9
Gambar 2.3. Fasilitas FLNG	11
Gambar 2.4. Sub-sistem pada <i>Loading and Unloading System</i>	15
Gambar 2.5. Proses Transfer LNG	17
Gambar 2.6. Blok Diagram Proses Produksi FLNG	17
Gambar 2.7. <i>Block Diagram Leakage Oil Spill at Sea</i>	21
Gambar 2.8. <i>Flash Fire Software ALOHA</i>	22
Gambar 2.9. <i>Gas Dispersion</i>	23
Gambar 2.10. <i>Jetfire</i>	24
Gambar 2.11. BLEVE	25
Gambar 2.12. Kriteria Penerimaan Risiko	26
Gambar 2.13. <i>f-N Curve Plot</i>	29
Gambar 3.1. Tesis <i>Flow Chart</i>	30
Gambar 4.1. Kapal FLNG	37
Gambar 4.2. Perairan Laut Aru Indonesia	38
Gambar 4.3. Fasilitas kapal FLNG	39
Gambar 4.4. Zona Bahaya Fasilitas FLNG	41
Gambar 4.5. Tangki <i>Type Prismatic FLNG Cargo</i>	46
Gambar 4.6. Konstruksi Hull Tangki <i>Type Prismatic FLNG Cargo</i> ...	47
Gambar 4.7. Contoh Transfer LNG dari FLNG ke <i>LNG Carrier</i>	48
Gambar 4.8. <i>Loading Arms</i>	49
Gambar 4.9. Proses Transfer <i>Offloading</i> dengan <i>Loading Arms</i>	50
Gambar 4.10. P&ID Sistem <i>Offloading</i> Kapal FLNG	53
Gambar 4.11. <i>Sub-system (1) Storage and Offloading LNG</i>	54
Gambar 4.12. <i>Sub-system (2) Loading Arms</i>	54
Gambar 4.13. <i>LNG Transfer Hole 50 mm</i>	64

Gambar 4.14. <i>LNG Spray Header Hole 50 mm</i>	64
Gambar 4.15. <i>LNG Rundown Hole 50 mm</i>	65
Gambar 4.16. <i>Thermal Relief Hole 50 mm</i>	65
Gambar 4.17. <i>Frekuensi Release Rate Sub-sistem Storage & Loading</i> <i>50 mm</i>	66
Gambar 4.18. <i>STBD/ PORT Offloading Hole 50 mm</i>	67
Gambar 4.19. <i>Loading Arm 1 Hole 50 mm</i>	78
Gambar 4.20. <i>Loading Arm 2 Hole 50 mm</i>	68
Gambar 2.21. <i>Loading Arm 3 Hole 50 mm</i>	68
Gambar 2.22. <i>Loading Arm 4 Hole 50 mm</i>	69
Gambar 2.23. <i>Frekuensi Release Rate Sub-system Loading Arms</i> <i>Hole 50 mm</i>	70
Gambar 4.24. <i>Ignition Probability vs Release Rate Graphic Offshore</i> <i>Process Gas Large Module</i>	71
Gambar 4.25. <i>Event Tree Analysis Gas Release Storage & Loading</i> <i>Hole 50 mm</i>	72
Gambar 4.26. <i>Simulasi Jetfire Kebocoran 50 mm</i>	75
Gambar 4.27. <i>Simulasi Jetfire Kebocoran 50 mm pada Kapal FLNG</i>	76
Gambar 4.28. <i>Simulasi Gas Dispersion Kebocoran 50 mm</i>	78
Gambar 4.29. <i>Simulasi Gas Dispersion pada FLNG Kebocoran 50</i> <i>mm</i>	79
Gambar 4.30. <i>Simulasi Explosion Kebocoran 200 mm</i>	80
Gambar 4.31. <i>f-N Curve Skenario Jetfire pada Storage & Loading ...</i>	82
Gambar 4.32. <i>f-N Curve Skenario Gas Dispersion pada Storage &</i> <i>Loading</i>	84
Gambar 4.33. <i>f-N Curve Skenario Explosion pada Storage &</i> <i>Loading</i>	86

DAFTAR PUSTAKA

- Arrazi, Moch. Fackrudin, 2013. **Resiko Assessment Cargo Offloading FPSO. BW Joko Tole Ex. Genie ketika Terjadi Transfer Muatan ke Shuttle Tanker di Laut Madura, Kepulauan Kagean Madura.** Surabaya. FTK-ITS.
- Artana K.B, Dinariyana, A.A.B, Ariana, I.M, Sambodho, K., 2013. **Penilaian Resiko Pipa Gas Bawah Laut.** Surabaya. Guna Widya.
- Artana, K.B, Dinariyana, A.A.B., 2013. **Teori Keandalan Sistem dan Aplikasinya.** Surabaya. Guna Widya.
- Artana, K.B, Soegiono, 2006. **Transportasi LNG Indonesia.** Surabaya. Pusat Studi LNG ITS.
- Biro Riset LM FEUI., 2010. **Analisis Industri Minyak dan Gas Indonesia: Masukan Bagi Pengelola BUMN.** Jakarta. LM FEUI.
- BPPT, 2013. **Outlook Energi Indonesia.** Jakarta. Pusat Teknologi Pengembangan Sumber Daya Energi.
- Bunnag M, Amarutanon N, Nitayaphan S, Aimcharoenchaiyakul M., 2011. **FLNG Development: Strategic Approaches to New Growth Challenges.** Bangkok. PTT Exploration and Production Plc.
- Cadei L, Montes M, Morlacchi R, Sartori M, Spagnuolo M., 2013. **FLNG–Floating Liquefied Natural Gas An evolutionary way to unlock stranded and marginal gas fields.** Trondhiem. Norwegian University of Science and Technology.
- DNV, March 2011. **Floating Liquefied Gas Terminals, Offshore Technical Guidance OTG-02, Managing Risk.**
- Erik Aronsson., 2012. **FLNG compared to LNG carriers: Requirements and recommendations for LNG production facilities and re-gas units.** Gothenburg, Sweden. Master of science Thesis, Department of Shipping and Marine Technology, Chalmers University of Technology.

Firmanjaya, I Made Bayu Sukma., 2013. **Analisa Resiko Pemuatan LNG Pada Kapal FSRU dan Jalur Pipa Gas Menuju ORF**. Surabaya. FTK-ITS.

Hemeda AK, Morshed M, Manescu RI, Hudsky T., 2013. **Challenges in Floating LNG Production (FLNGs)**. Trondhiem. Institute for petroleum Technology and Department of Geophysics, Norwegian University of Science and Technology.

Hocquet J., 2013. **Explosion Risk Analysis 'ERA' for FLNG Facilities: the Main Challenges**. France. Technip, Paris la Defense Cedex.

http://bapelkescikarang.or.id/index.php?option=com_content&view=article&id=348:bahaya-gas-methane-toksisitas-toxicity-methane&catid=39:kesehatan&Itemid=15

<http://prokum.esdm.go.id/Publikasi/Statistik/Statistik%20Gas%20Bumi.pdf>
(ditjenmigas)

<http://www.inpex.co.jp/english/business/indonesia.html>

<http://www.koran-sindo.com/node/372597>

<http://www.suarapembaruan.com/home/gubernur-ntt-minta-jatah-pengeboran-migas-di-blok-masela/11985>

International Association of Oil & Gas Producers OGP, 2010. **Consequence Modelling**. Risk Assessment Data Directory.

International Association of Oil & Gas Producers OGP, 2010. **Ignition Probability**. Risk Assessment Data Directory.

International Association of Oil & Gas Producers OGP, 2010. **Process Release Frequencies**. Risk Assessment Data Directory

Nam K, Park J, Kim TJ, Kim YC., 2012. **Advanced Technology Horizon of FLNG**. Ulsan, Korea. Hyundai Heavy Industries.

Pek, B. Velde, H.v.d., 2012. **A High Capacity Floating LNG Design**. Shell Projects and Technology The Netherlands.

Roldan, D.W. de Souza, G.F.M., 2012. **Risk Based Analysis of LNG Carriers Loading and Unloading Operating**. Sao Paulo. Polytecnic School, University of Sao Paulo.



Vorgelegt von., 2012. **Challenges of Offshore LNG Transfer**. Berlin. der Technischen Universität Berlin.

Widarsono, Bambang., 2013. **Cadangan dan Produksi Gas Bumi Nasional: Sebuah Analisis atas Potensi dan Tantangannya**. Jakarta. Pusat Penelitian dan Pengembangan Teknologi Minyak dan Gas Bumi “LEMIGAS”.

Spouge, John., 1999. A Guide To Quantitative Risk Assessment for Offshore Installation. DNV Technica.



"Halaman ini sengaja dikosongkan"

BIODATA PENULIS



Penulis dilahirkan di Kendari 20 Desember 1989, Anak keempat dari empat bersaudara dari pasangan Muh. Idrus dan Murniaty Badar. Latar belakang pendidikan penulis sekolah di TK Islam Kendari, SMPN 1 Kendari, SMAN 1 Kendari dan Tahun 2007 diterima sebagai mahasiswa S-1 Prodi. Teknik Sistem Perkapalan, Jurusan Teknik Perkapalan, Fakultas Teknik Universitas Hasanuddin, Makassar. Untuk mendapatkan Gelar Sarjana Teknik (ST) Penulis melakukan Penelitian Tugas Akhir dengan judul “Pengaruh Kemiringan Mesin Terhadap Performa Mesin Diesel Mitsubishi 4DR5 Sebagai Penggerak Kapal”. Kemudian pada tahun 2013 penulis melanjutkan pendidikan di Program Pascasarjana Prodi. Teknik Sistem Perkapalan & Pengendalian Kelautan, Fakultas Teknologi Kelautan, Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya. Sebagai syarat mendapatkan Gelar Master Teknik (MT), penulis melakukan Penelitian Tesis Pada Bidang *Reliability, Availability, Maintainability and Safety (RAMS)* dengan Judul “*Risk Assessment Offloading Kapal FLNG Ke Kapal Shuttle Tanker*”. Semoga Ilmu menjadikan kita orang yang beruntung di akhirat kelak.

“Manjadda Wajada...”

“Keep On Fighting Till The End, Ewako...”

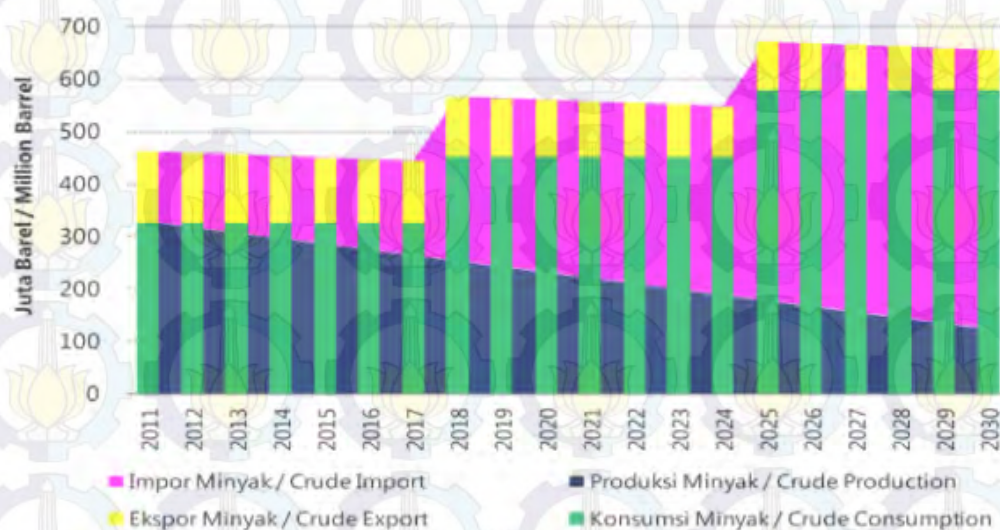
Email : muhamadamrilidrus@gmail.com

BAB I

PENDAHULUAN

I.1. Latar Belakang

Penurunan kemampuan produksi minyak dalam negeri dan meningkatnya kebutuhan bahan bakar minyak akan menyebabkan ketergantungan Indonesia terhadap minyak dan bahan bakar impor meningkat. Pada periode tahun 2011-2030 diperkirakan kebutuhan minyak dalam negeri akan meningkat hampir 2 kali lipat dari 327 juta barel pada tahun 2011 menjadi 578 juta barel pada tahun 2030, tetapi tidak demikian dengan produksi minyak. Produksi minyak selama periode tersebut menurun lebih dari 60% dari 329 juta barel menjadi 124 juta barel.

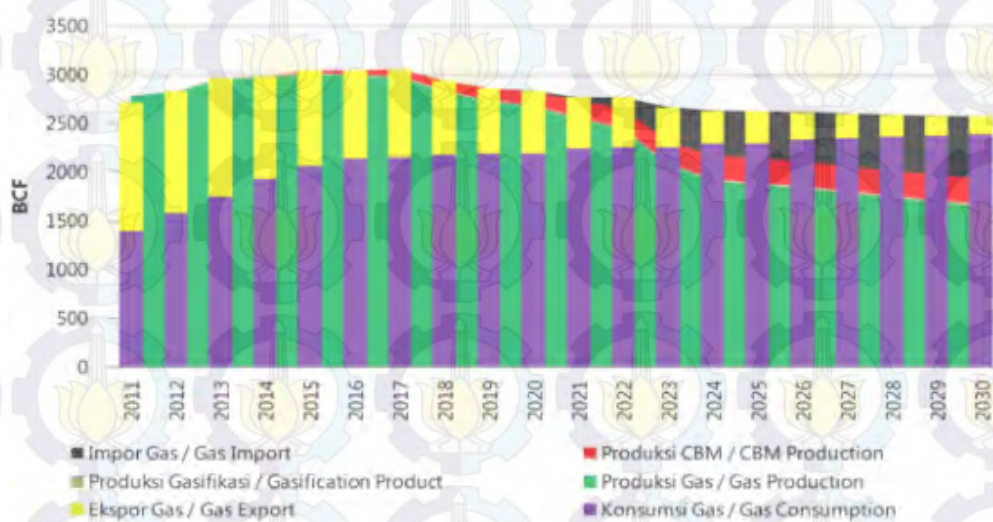


Gambar 1.1. Proyeksi Produksi Minyak Bumi Indonesia

(Sumber: BPPT *Outlook Energi Indonesia*, 2013)

Di sisi lain, pada periode yang sama pula situasi produksi dan cadangan gas bumi nasional justru menunjukkan perkembangan yang menggembirakan. Karena berkurangnya produksi minyak bumi, hal ini telah mendorong pemerintah untuk mengambil kebijakan substitusi kebutuhan energi dalam negeri dengan memanfaatkan cadangan dan produksi gas bumi. Sehingga perlu didorong komersialisasi dan mobilisasi lapangan kontribusi cadangan lepas pantai pada produksi nasional, baiknya tingkat laju produksi lapangan-lapangan aktif dan

perlu peningkatan usaha eksplorasi dan eksploitasi gas di Kawasan Timur Indonesia. Secara umum cadangan gas bumi nasional dinilai mampu mendukung produksi nasional untuk periode yang cukup panjang, dengan catatan perlunya mengatasi berbagai tantangan pengembangan teknologi produksi gas dan tantangan alamiah (Widarsono, 2013).

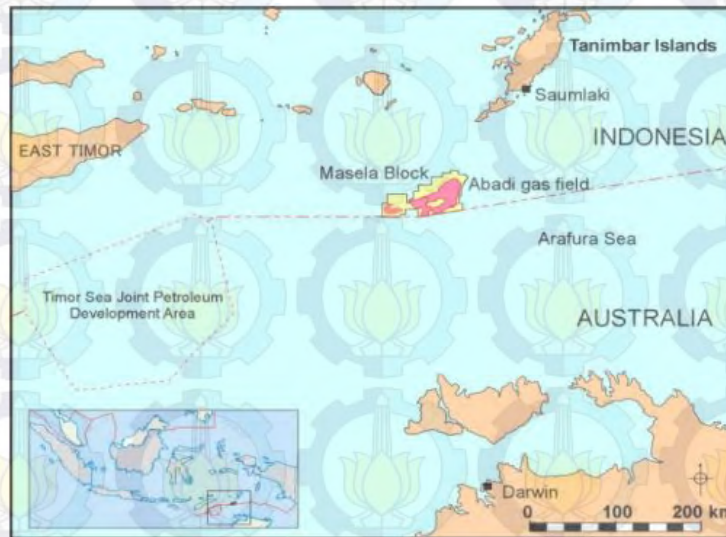


Gambar 1.2. Proyeksi Produksi, Konsumsi, Ekspor dan Impor Gas

(Sumber: BPPT *Outlook Energi Indonesia*, 2013)

Perusahaan Jepang *INPEX Corporation* mengakuisisi Blok Masela pada November 1998 melalui tender terbuka yang dilakukan oleh Pemerintah Indonesia, yang dilakukan untuk meningkatkan ketahanan gas Indonesia. *INPEX* telah melakukan aktifitas eksplorasi sebagai operator di Blok Masela pada tahun 2000 dan pada lokasi eksplorasi yang dibor menemukan Lapangan Gas Abadi. Selanjutnya mendapatkan enam sumur appraisal yang dibor (2002-2008) yang semuanya mengkonfirmasi adanya kolom gas dan kondensat (*Inpex.com*, 2014). Adapun cadangan gas di Lapangan Abadi diproyeksikan mencapai 6,05 triliun kaki kubik (TCF). Untuk mendorong proses produksi LNG (*Liquid Natural Gas*) maka pemerintah Indonesia memberikan persetujuan terhadap rencana pembangunan tahap pertama (POD-1) untuk FLNG (*Floating Liquefied Natural Gas*) yang yang ditargetkan dapat memproduksi 2,5 juta ton pertahun (Koran-sindo, 2013). Blok Masela memiliki luas area kurang lebih 4.291.35 km

persegi, terletak di Laut Arafura, sekitar 800 km sebelah Timur Kupang NTT, atau lebih kurang 400 km di utara Kota Darwin, Australia, dengan kedalaman laut 300 sampai 1000 meter. Sementara jarak dari Provinsi Maluku kurang lebih 300 km (Suara Pembaruan, 2013).



Gambar. 1.3. Peta Lokasi Blok Masela, Abadi Gas Field

(Sumber: Impax Corporation, 2014)

FLNG digunakan sebagai bangunan terapung yang berfungsi sebagai fasilitas eksplorasi, produksi dan pencairan gas alam. LNG adalah gas alam (Metana-CH₄) yang didinginkan sampai suhu -160°C pada tekanan atmosfer yang membuatnya menjadi zat cair dan volumenya menjadi 1/600 dari kondisi semula sebagai gas. Kondisi cair ini memungkinkan pengangkutan LNG dilakukan dengan jumlah besar dengan kapal tanker LNG (Soegiono dan Artana, 2006). Untuk mencapai target produksi kapal FLNG dengan produksi kondensat mencapai 8.400 barel per hari (bph), dimana dalam setiap kegiatan transfer LNG dari kapal FLNG ke kapal *shuttle tanker* memerlukan proses *offloading*. Sistem *offloading* yang digunakan menggunakan *side-by-side configuration system*, dimana kapal *shuttle tanker* ditambatkan di sisi kapal FLNG.

Risk Assesment merupakan sebuah metode yang digunakan untuk mengetahui seberapa besar risiko dan bahaya yang akan terjadi pada suatu objek dengan melakukan perhitungan yaitu frekuensi dan konsekuensi. Analisa frekuensi dengan menggunakan *Fault Tree Analysis (FTA)*. Analisa

konsekuensi menggunakan fire modelling dengan software ALOHA dengan didasarkan pada data yang ada. Dari kedua parameter tersebut akan didapatkan besarnya tingkat risiko yang kemudian direpresentasikan ke dalam tabel f-N Curve yang mengacu pada UK HSE standard. Setelah mengetahui tingkat risiko yang ada maka dilakukan evaluasi terhadap risiko tersebut. Risiko yang tidak bisa diterima harus diberikan proses mitigasi untuk mengurangi nilai frekuensi dan konsekuensi. Hasil yang didapatkan dari mitigasi adalah berkurangnya nilai frekuensi dari suatu kejadian sehingga risiko setelah mendapat proses mitigasi juga akan menurun (Arrazi, 2013).

Proses transfer dapat menimbulkan risiko jetfire, gas dispersion, tabrakan kapal dan kebocoran tumpahan minyak pada kapal FLNG dan kapal shuttle tanker. Hal-hal tersebut dapat menyebabkan terjadinya pemicu bahaya ketika kapal FLNG transfer muatan ke kapal shuttle tanker berada di lokasi eksploitasi. Sehingga penting untuk dilakukan penilaian risiko pada proses offloading LNG dari kapal FLNG ke kapal shuttle tanker untuk mengantisipasi kemungkinan bahaya yang akan terjadi pada proses transfer.

I.2. Rumusan Masalah

Berdasarkan latar belakang yang dipaparkan di atas, maka dapat dirumuskan permasalahan sebagai berikut :

1. Menentukan identifikasi bahaya yang mungkin terjadi pada FLNG, ketika terjadi transfer offloading.
2. Menentukan penilaian risiko (frekuensi, konsekuensi dan f-N Curve) pada sistem transfer offloading kapal FLNG.
3. Bagaimana mitigasi dan rekomendasi yang diberikan terhadap transfer offloading kapal FLNG, jika level risiko tidak diterima.

I.3. Batasan Masalah

Untuk memperjelas permasalahan dan ruang lingkup penelitian tesis ini, maka diberikan batasan masalah sebagai berikut :

1. Identifikasi risiko yang akan di ukur adalah tentang kerusakan yang mungkin terjadi pada sistem transfer kapal FLNG ke kapal shuttle tanker
2. Didalam perencanaan analisa bahaya hanya akan dibahas dari segi analisa risiko sistem transfer kapal FLNG ke kapal shuttle tanker.

I.4. Tujuan dan Manfaat

Berdasarkan permasalahan diatas maka penelitian tesis ini bertujuan sebagai berikut:

1. Melakukan identifikasi bahaya yang mungkin terjadi pada kapal FLNG, ketika terjadi transfer offloading.
2. Melakukan penilaian risiko (frekuensi, konsekuensi dan f-N Curve) pada sistem transfer offloading kapal FLNG.
3. Bagaimana menentukan mitigasi jika level risiko tidak diterima pada kapal FLNG ketika transfer muatan.
4. Apa rekomendasi yang diberikan pada sistem offloading FLNG dari penilaian risiko terhadap bahaya yang mungkin terjadi.

Adapun manfaat dari penelitian thesis ini adalah :

1. Dapat mengetahui bahaya/ kecelakaan yang mungkin terjadi pada kapal FLNG, ketika terjadi transfer.
2. Memberikan pengetahuan mengenai kemungkinan bahaya jetfire, flash fire, explosion dan gas dispersion terhadap fasilitas FLNG.
3. Dapat mengetahui failure rate frequencies dari komponen dan peralatan sistem transfer, mengetahui dampak dari konsekuensi bahaya dan mengetahui mitigasi jika level risiko tidak dapat diterima pada sistem transfer FLNG.
4. Dapat melakukan mitigasi/proteksi pada sistem transfer offloading terhadap bahaya yang mungkin terjadi.
5. Dapat menjadikan referensi teknis untuk pengembangan dan penelitian terhadap penilaian risiko sistem transfer FLNG kedepannya.

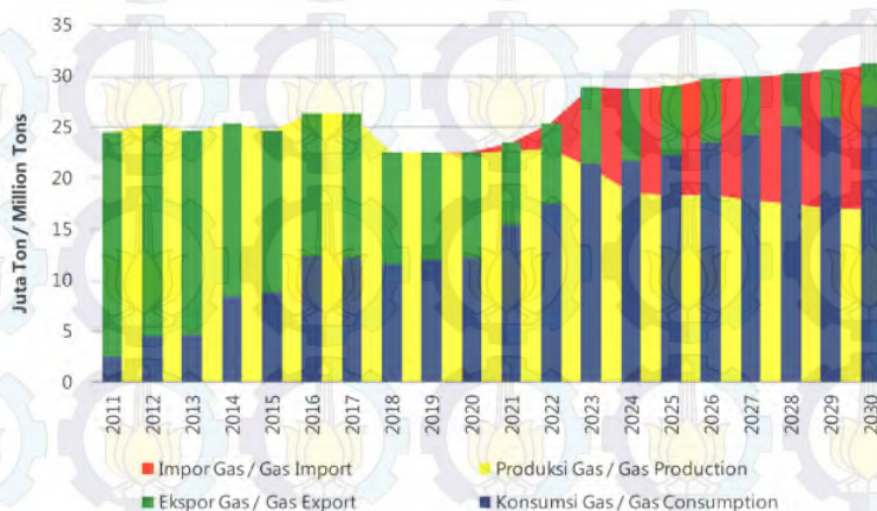
BAB II

TEORI DASAR

II.1. Gas Indonesia

Indonesia juga merupakan salah satu negara yang kaya akan gas bumi. Sampai dengan pertengahan tahun 2000-an, gas dianggap bukan sebagai komoditi yang menguntungkan, sehingga hanya digunakan pada kebutuhan yang terbatas. Infrastruktur transmisi dan distribusi gas pada periode tersebut juga terbatas. Seiring dengan kemajuan teknologi dan permintaan gas yang meningkat di pasar dunia, maka eksploitasi gas mulai dilaksanakan dan Indonesia termasuk salah satu eksportir gas terbesar di dunia (Widarsono, 2013).

Konsumsi LNG dari sumber domestik dimulai tahun 2012 sejalan dengan beroperasinya terminal penerimaan LNG terapung (FSRU). Konsumsi LNG dari sumber domestik akan meningkat sesuai penambahan kapasitas terminal penerimaan LNG terapung. Sesuai skenario dasar, LNG impor akan mulai diperlukan mulai tahun 2020 untuk mengisi kebutuhan gas domestik. Jika produksi LNG domestik tidak ditingkatkan maka mulai tahun 2024 produksi gas domestik sudah tidak mampu memenuhi kebutuhan domestik dan komitmen untuk kontrak ekspor. Pada tahun 2030 diperkirakan defisit gas akan mencapai 14,3 juta ton dengan kebutuhan impor LNG mencapai 46% dari total pasokan gas.



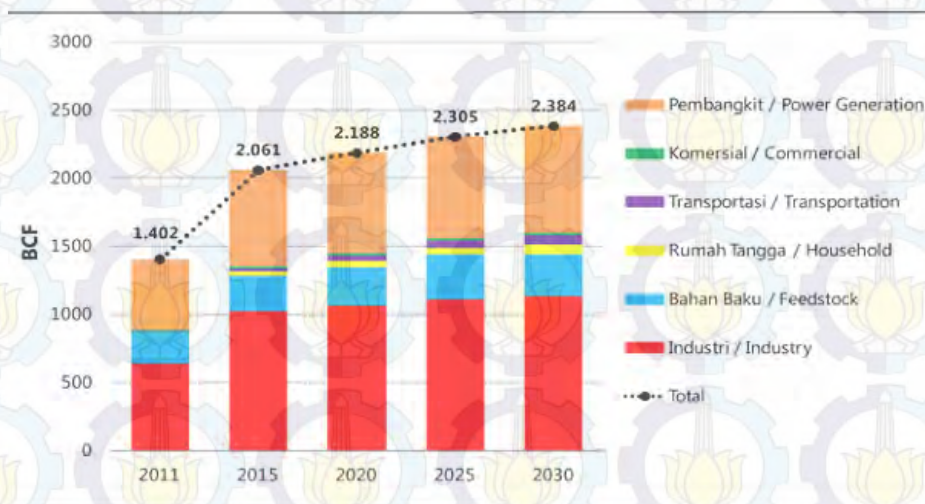
Gambar 2.1. Proyeksi Produksi, Konsumsi, Ekspor dan Impor LNG

(Sumber: BPPT *Outlook Energi Indonesia*, 2013)

II.2. Pemanfaatan LNG

Dalam kurun waktu 2011–2030, sesuai skenario dasar total konsumsi gas bumi diperkirakan akan tumbuh rata-rata 2,9% per tahun atau naik mencapai hingga 1,78 kali pada tahun 2030. Penggerak utama kebutuhan gas bumi adalah sektor industri diikuti pembangkit listrik. Penggunaan gas bumi di industri sebagai bahan bakar adalah yang terbesar diikuti sebagai bahan baku (*feed stock*). Pangsa gas industri sebagai bahan bakar akan mencapai 47% sementara untuk bahan baku mencapai 13%.

Sumber gas impor dalam bentuk LNG serta produksi CBM akan menjadi penopang konsumsi gas di masa depan jika produksi gas domestik tidak dapat ditingkatkan. Kebutuhan gas impor dalam bentuk LNG diperkirakan akan dimulai pada tahun 2020 dan jumlahnya akan meningkat mencapai 642 BCF pada 2030. Sementara itu kemampuan ekspor gas yang pada tahun 2011 masih mencapai sekitar 46% dari produksi gas nasional, maka pada tahun 2030 kemampuan ekspor berkurang mencapai hanya 7% dari total pasokan gas atau sekitar 10% dari produksi gas bumi nasional.



Gambar 2.2. Proyeksi Pemanfaatan Gas Bumi

(Sumber: BPPT *Outlook Energi Indonesia*, 2014)

Pada tahun 2015, hampir seluruh kebutuhan gas untuk memenuhi permintaan domestik dipenuhi dari produksi dalam negeri, sementara kebutuhan gas pada tahun 2030 dipenuhi oleh gas hasil produksi dalam negeri, impor gas,

serta CBM. Gas impor akan mencapai 640 juta SBM atau 25% dari total pasokan gas bumi. sumber gas non konvensional yang dapat diharapkan selain dari gas bumi adalah CBM (dengan pangsa 10-11%). Gas sintetis dari gasifikasi batu bara yang dipergunakan untuk pembangkit listrik masih sangat kecil sekitar 1% dari total pasokan gas. Gas sintetis dari batu bara berpotensi memasok kebutuhan gas di sektor industri dan pembangkit listrik (BPPT *Outlook Energi Indonesia*, 2014).

II.3 Komponen LNG

Kualitas gas alam di berbagai tempat di dunia sangat beragam dan ini tergantung sekali pada komposisi kimia pendukungnya, sebagai berikut :

Tabel 2.1. *Component and Composition of LNG*

<i>Gas Component</i>	<i>Composition (%)</i>
<i>Methane (CH₄)</i>	99,5-66,8
<i>Ethane</i>	0,1 19,4
<i>Propane (C₃H₈)</i>	0,4 – 9,1
<i>Nitrogen (Ni)</i>	0,1- 1,3
<i>Butane (C₄H₁₀)</i>	0,1 - 3,5
<i>Pentane (C₅H₁₂)</i>	0,1 - 1,2

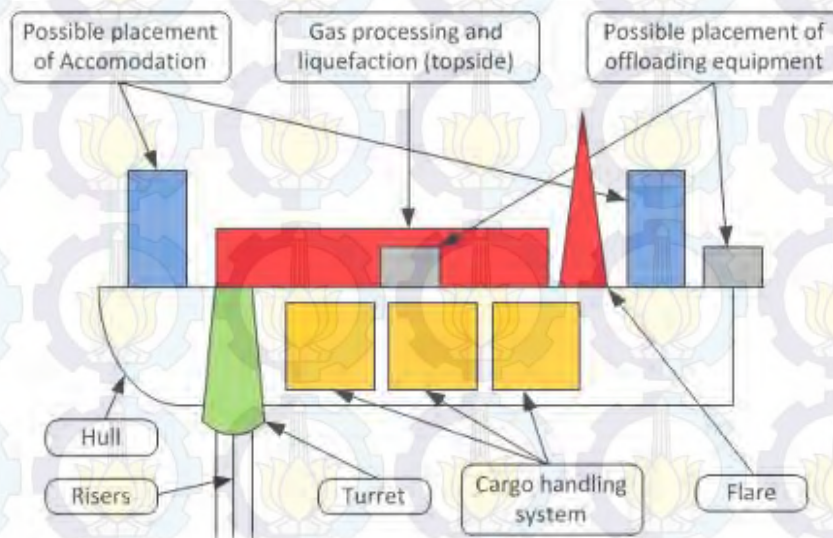
(Sumber: Soegiono dan Artana, 2006)

LNG tersebut tidak akan terbakar atau meledak; tidak berwarna, tidak berbau, dan hambar. Metana memiliki jangkauan mudah terbakar di udara yaitu antara konsentrasi 5% dan 15% dengan volume sekitar. Pada konsentrasi 5 persen dari gas di udara, uap LNG berada pada batas bawah mereka mudah terbakar (LFL), yang berarti bahwa di bawah ini rasio uap/udara, awan terlalu encer untuk pengapian. Di sisi lain pada konsentrasi 15 persen dari gas di udara, uap LNG berada pada batas atas mereka mudah terbakar (UFL). Di atas ini rasio uap/udara, awan terlalu kaya gas untuk pengapian (Roldan dan de Souza, 2012).

II.4. Offloading Kapal

II.4.1. Teknologi Transfer FLNG

Kemampuan untuk mentransfer LNG antara dua bangunan terapung adalah salah satu teknologi utama dan masih dalam pengembangan yang diperlukan untuk mendukung operasi FLNG. Ketersediaan sistem seperti ini dapat membuat perbedaan untuk terhadap nilai ekonomi dari proyek FLNG, memungkinkan transfer secara periodik dari produksi LNG (DNV, 2011).



Gambar 2.3. Fasilitas FLNG

(Sumber: Cadei Luca, dkk., 2013)

Teknologi saat ini mempertimbangkan dua kategori utama untuk desain sistem transfer (Cadei Luca, dkk., 2013) :

1. *Side-by-side Transfer System*

Transfer *Side-by-side* dilakukan dimana kapal *shuttle tanker* ditambatkan di samping fasilitas FLNG. Operasi transfer LNG tersebut dilakukan melalui sambungan *loading arms* yang terletak di sisi FLNG dan memindahkan LNG ke *manifold* kapal *shuttle tanker*. Operasi ini biasanya didukung oleh tug boat. Teknologi konfigurasi *side-by-side* bisa digunakan baik *rigid arms* dengan sampul diperpanjang dan koneksi atau dibantu selang udara. Kondisi cuaca laut yang tenang diperlukan untuk sistem transfer ini, karena *loading arm* tidak memungkinkan untuk berbagai gerakan gelombang besar.

2. Tandem Transfer System

Sistem transfer Tandem menyediakan jalur hawser untuk menghubungkan kapal dan dilakukan dari buritan FLNG ke haluan shuttle tanker. Namun, ada kemungkinan untuk membuat sambungan ke manifold kapal dengan menggunakan cara *floating howser*. Selain itu, manuver dapat dibantu dengan menggunakan kapal tunda atau kemampuan posisi yang dinamis untuk *shuttle tanker*. Ada beberapa teknologi tandem yang berbeda seperti selang udara, selang terendam, selang mengambang, dan struktur gerak mengimbangi menggabungkan *rigid arms*.

Pemilihan sistem transfer yang paling tepat harus mempertimbangkan banyak aspek. Sistem *side-by-side* memungkinkan menggunakan *manifold* yang digunakan untuk meminimalkan biaya. Teknologi ini juga terbukti sudah digunakan dan telah banyak yang menggunakan sistem ini yaitu dari LPG dan FPSO. Namun, masih ada beberapa tantangan yang perlu diselesaikan, seperti sensitivitas tinggi terhadap kondisi laut yang dapat membatasi proses *offloading* untuk banyak lokasi, dan kompleksitas navigasi di perairan terbuka. Di sisi lain, pengaturan Transfer Tandem diperuntukkan untuk tanker dan di samping itu, jarak pemisahan yang cocok antara dua kapal untuk mendapatkan tingkat keamanan tertinggi. Manfaat utama dari transfer tandem adalah tidak berpengaruh dari gerakan gelombang antara FLNG dan shuttle tanker, sehingga operasi *offloading* diperbolehkan bahkan pada saat gelombang yang signifikan (DNV, 2010). Berikut kami tampilkan kode dan standart untuk transfer LNG dari berbagai standart :

Tabel 2.2. Codes and Standarts for LNG Transfer System

Code	Title
NFPA 59A (Chap.8)	Standart for production, storage and handling of Liquefied Natural Gas
EN 1474	Instalation and equipment for liquefied natural gas : Design and tasting of loading/offloading arm

Tabel 2.2. Codes and Standarts for LNG Transfer System (Lanjutan)

Code	Titel
OCIMF	<i>Design and construction specification for marine loading arms, 3rd ed 1999</i>
SIGTTO/ ICS/ OCIMF	<i>Ship to ship transfer guide (Liquefied gas), 2nd ed.1995</i>
ICS	<i>Tanker safety guide (liquefied gas), 2nd ed. 1995</i>
SIGTTO	<i>Liquefied Gas Handling Principles on ships and in terminal, 2nd ed. 1996</i>
OCIMF	<i>Mooring equipment Guidelines, 2nd ed. 1997</i>
OCIMF : Oil Companies International Marine Forum SIGTTO : Society of Internasional Gas Tanker and Terminal Operator ICS : International Chamber of Shipping	

(Sumber: DNV-OS-E201, 2010)

II.4.2 . Aturan Keamanan *Loading - Offloading* pada *Offshore Standard*

Aturan keamanan untuk *loading-offloading offshore standard* pada *oil and gas processing system* menurut DNV-OS-E201 *suplementary provision for LNG impor and export terminal and LNG production units (section 11)* dan *crude offloading system for floating instalations (section 12)*, sebagai berikut :

Tabel 2.3. Aturan Keamanan *Loading-Offloading Offshore Standart*

No	Rules	Keterangan
1	<i>Section 11, LNG Transfer C 506</i>	Sistem transfer harus dilengkapi dengan <i>Emergency Relief System (ERS)</i> , yang akan memungkinkan pemutusan cepat dalam keadaan darurat.
2	<i>Section 11, LNG Transfer C 509</i>	Sistem transfer harus dirancang untuk mengakomodasi LNG yang tersisa dalam salah satu sistem transfer setelah pemutusan normal atau pemutusan emergency.
3	<i>Section 11, LNG Transfer C 512</i>	Sistem kontrol transfer harus terkait dengan sistem ESD, sistem komunikasi, dan sistem pembawa berthing (ketegangan dan sistem pelepasan) untuk mengizinkan keterputusan yang aman pada keadaan darurat.

Tabel 2.3. Aturan Keamanan *Loading-Offloading Offshore Standart* (Lanjutan)

No	Rules	Keterangan
4	<i>Section 11, LNG Transfer C 513</i>	Pompa yang digunakan dalam layanan LNG harus dirancang untuk kepadatan LNG paling berat yang mungkin akan dihadapi.
5	<i>Section 11, LNG Transfer C 514</i>	Pompa yang digunakan untuk transfer cairan pada suhu di bawah -55 ° C, harus dilengkapi kemampuan untuk pra-pendinginan untuk mengurangi <i>efek thermal shock</i> .
6	<i>Section 12, General A 101</i>	Sistem <i>offloading</i> harus dirancang sedemikian rupa sehingga <i>singel failure</i> , mal-operasi, pengoperasian atau <i>emergency</i> operasi tidak akan mengakibatkan: <ul style="list-style-type: none"> - Cedera personil - Pelepasan hidrokarbon yang signifikan - Kerusakan mekanis yang signifikan.
7	<i>Section 12, General A 109</i>	Beban selang harus dilengkapi dengan katup isolasi yang aman (s) yang akan menutup aliran secara otomatis jika selang transfer terputus atau rusak.
8	<i>Section 12, General A 118</i>	Sistem harus memiliki instrumentasi memungkinkan pengukuran terus menerus pada parameter berikut: <ul style="list-style-type: none"> - Tekanan <i>offloading</i> (dapat dihilangkan jika tertutup bagian hulu) - Status selang dan tambang kapal terkoneksi - Ketegangan pada peralatan sambungan Ketegangan pada tambang kapal.
9	<i>Section 12, General A 121</i>	Fungsi berikut harus dimungkinkan dari shuttle tanker: <ul style="list-style-type: none"> - <i>Shutdown operasi offloading</i> - pelepasan koneksi <i>emergency</i> jarak jauh yang terletak di shuttle tanker - pelepasan koneksi <i>emergency</i> manual yang terletak di <i>shuttle tanker</i>.

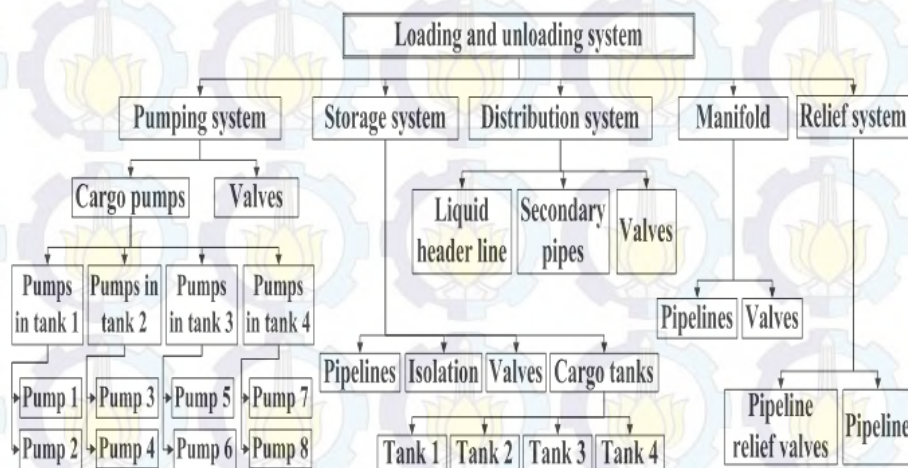
Tabel 2.3. Aturan Keamanan *Loading-Offloading Offshore Standart* (Lanjutan)

No	Rules	Keterangan
10	Section 12, General A 122	Untuk <i>shutdown</i> seperti yang tercantum dalam part. 120 dan 121, saat <i>closing time</i> tidak melebihi 20 detik.
11	Section 12, General A 109	Rilis normal dan <i>emergency</i> tidak akan menyebabkan kebocoran minyak, menciptakan sumber pengapian, atau bentuk lain dari <i>overloading</i> atau kerusakan pada unit
12	Section 12, General A 130	Jarak minimum antara unit dan shuttle tanker akan cukup untuk menghindari dampak selama <i>offloading</i> operasi.

(Sumber : DNV-OS-E201)

II.4.3. *Sub-system Loading-Offloading FLNG*

Sistem penanganan kargo dibagi dalam lima subsistem yaitu : *pumping system*, *storage system*, *distribution system*, *manifold* dan *relief system*. Sistem dibagi dalam beberapa komponen masing-masing untuk melakukan fungsi spesifik terkait dengan fungsi utama subsistem. Sebuah kegagalan dalam komponen subsistem akan mempengaruhi kinerja sistem loading dan unloading kapal FLNG, dimana risikonya akan menyebabkan gangguan dalam transfer operasi bongkar atau muat, termasuk kebocoran gas (Roldan dan de Souza, 2012).



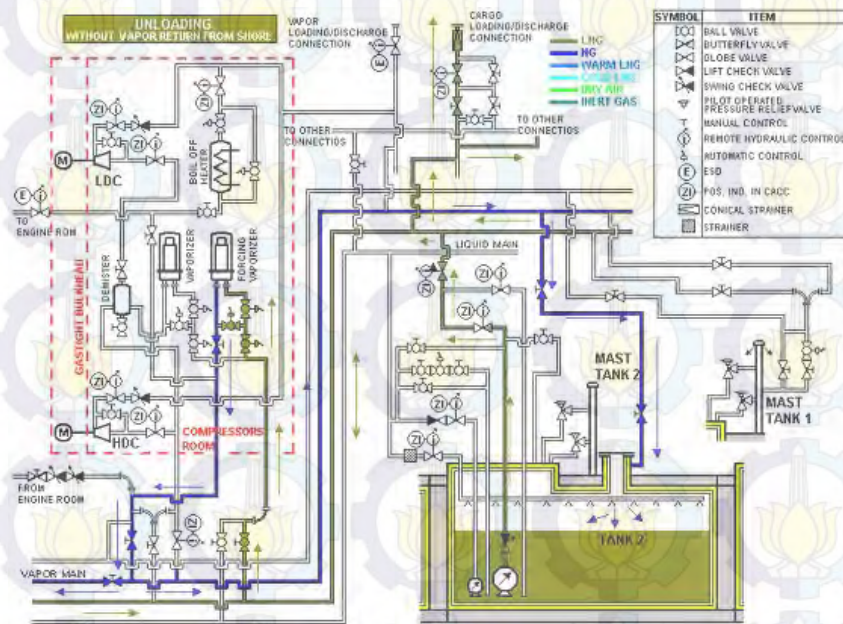
Gambar 2.4. Sub-sistem pada *Loading and Unloading System*

(Roldan dan de Souza, 2012)

Pumping system adalah sistem yang berfungsi untuk mentransfer LNG dari tangki kapal FLNG ke tangki kapal shuttle tanker. Terdapat dua bagian pada sistem ini yaitu *cargo pump* dan *valves*. Pada *cargo pump* terdapat pompa yang beroperasi pada setiap tangki, dan pada setiap tangki memiliki dua buah pompa (satu pompa cadangan) untuk melakukan proses transfer. *Storage system* merupakan sistem yang berfungsi untuk menyimpan LNG setelah melalui proses pemisahan dari konsentrat minyak dan gas (*process regastification*) ke dalam tangki yang terdapat pada kapal FLNG. Terdapat empat bagian pada sistem ini yaitu : *pipelines*, *isolation*, *valves* dan *cargo tank*. *Distribution system* adalah sistem yang berfungsi untuk membagi aliran distribusi gas. Ada tiga bagian pada sistem ini yaitu : *liquid header line*, *secondary pipe* dan *valves*. *Liquid header line* adalah pipa yang membagi aliran gas ke tangki. *Manifold* adalah sekumpulan *valve* yang dideretkan untuk mengatur aliran masuk LNG ke *header*. Terdapat dua komponen pada sistem ini yaitu *pipelines* dan *valve*. *Relief system* adalah sistem yang bertujuan melepas gas untuk mengatur tekanan pada tangki. Terdapat dua bagian pada sistem ini yaitu *pipeline relief valves* dan *pipelines*.

II.4.4. Deskripsi Proses Offloading FLNG

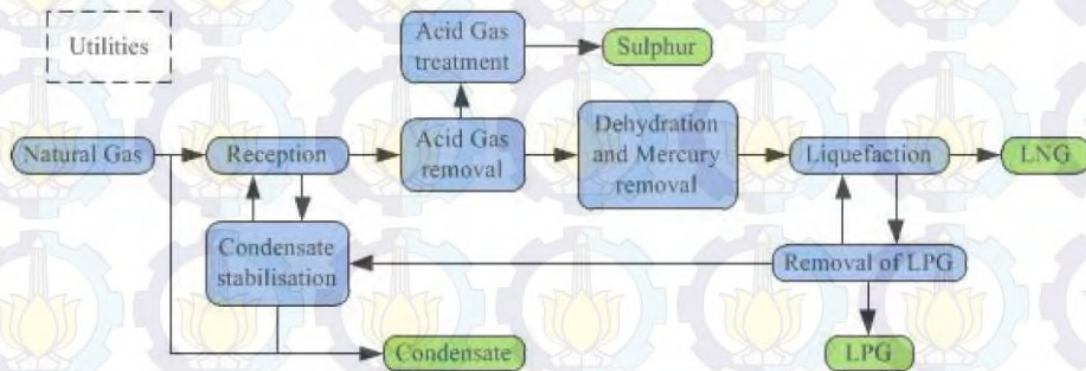
LNG dipompa ke kapal shuttle tanker dengan menggunakan pompa tipe *submersible pump (vertikal pump)* di bagian bawah dari tangki kapal. Dalam proses ini tekanan tangki menunjukkan kecenderungan menurun karena level dari muatan LNG yang cenderung turun. Sebaliknya tekanan tangki di shuttle tanker akan meningkat karena menerima LNG dari kapal FLNG. Dengan menggunakan perbedaan tekanan antara tangki shuttle tanker dan tangki FLNG, maka uap akan mengalir dengan natural karena perbedaan tekanan tersebut. Namun ketika LNG dialirkan dengan aliran yang lebih tinggi, tekanan tangki kapal FLNG menunjukkan tekanan yang menurun, oleh karena itu uap dari tangki kapal shuttle tanker dipaksa masuk dengan menggunakan blower ke kapal FLNG untuk meningkatkan tekanan agar tercapai keseimbangan antara keluarnya LNG dan masuknya vapour ke kapal FLNG. Cara lainnya adalah dengan membuang vapour dengan cara menguapkan dan dikembalikan lagi ke tangki kapal.



Gambar 2.5. Proses Transfer LNG

(Sumber: ABS, LNG Carrier)

II.5. Processing Production



Gambar 2.6. Blok Diagram Proses Produksi FLNG

(Amr Khalil Hemeda, dkk., 2013)

Berikut adalah penjelasan dari gambar diatas, Proses produksi pada kapal FLNG adalah sebagai berikut :

1. Pengetesan produksi Gas dari sumur produksi dialirkan melalui flow line (pipa sebelum separator) menuju Separator Test (3 fasa) untuk dipisahkan antara fluida air terproduksi dan gas. Air terproduksi akan terpisah secara gravitasi dan menuju drain separator. Gas akan terpisah

di separator menuju ke kompresor untuk dilakukan kompresi dan digunakan sebagai *lifting*.

2. Produksi gas, gas dari sumur produksi dialirkan melalui *flow line* (pipa sebelum separator) menuju Separator tahap 1 (3 fasa) untuk dipisahkan antara fluida air terproduksi dan gas. Air terproduksi akan terpisah secara gravitasi dan menuju drain separator. Gas akan terpisah di separator menuju ke kompresor untuk dilakukan kompresi. Gas tekanan rendah yang dihasilkan dari separator akan dibakar di *flare*. Sedangkan sebagian kecil air terproduksi akan masuk oil catcher. Gas yang sudah terpisah dengan air akan ditampung dalam tangki kargo dan siap dialirkan ke kapal *Shuttle Tanker*.

II.6. Identifikasi Bahaya

Hazard adalah suatu situasi dengan sebuah potensi untuk menyebabkan kecelakaan terhadap keselamatan manusia, lingkungan, maupun peralatan-peralatan. Dapat berupa situasi secara fisik, sebuah aktifitas ataupun sebuah material. Dalam prakteknya *hazard* sering digunakan untuk kombinasi pada situasi secara fisik dengan keadaan tertentu yang mungkin menyebabkan terjadinya kecelakaan. Inti dari *hazard* adalah adanya sebuah potensi yang menyebabkan kecelakaan, dengan tanpa melihat hal yang dapat diterima atau tidak dapat diterima yang terjadi (Artana, dkk., 2013).

Proses dari identifikasi bahaya terdiri dari empat langkah yang akan dilakukan sebelum melakukan penilaian risiko bahaya, antara lain:

1. Identifikasi Bahaya (*Hazard Identification*)
2. Perkiraan Frekuensi (*Frequency Analysis*)
3. Perkiraan Konsekuensi (*Consequence Analysis*)
4. Representasi Risiko (*f-N Curve*)

Dalam kajian risiko, langkah identifikasi bahaya merupakan salahsatu langkah terpenting karena tidak mungkin melakukan mitigasi terhadap suatu risiko bila bahaya yang menyebabkan terjadinya risiko tersebut tidak diketahui sebelumnya. Dalam penelitian ini, metode yang akan digunakan untuk melakukan proses identifikasi bahaya adalah *Hazard Identification (HAZID)*

II.6.I. Hazard Identification (HAZID)

Hazard Identification (HAZID) adalah proses pengidentifikasian bahaya, dimana bentuk-bentuk inti dari langkah pertama penilaian risiko. Ada dua tujuan yang mungkin dalam mengidentifikasi bahaya :

- Memperoleh daftar dari bahaya-bahaya yang digunakan untuk pengevaluasian berikutnya dengan teknik penilaian risiko yang lain. Hal ini lebih dikenal dengan pemilihan penyebab kerusakan.
- Melakukan evaluasi secara kuantitatif pada bahaya-bahaya yang penting dan ukuran untuk mengurangi risiko dari bahaya tersebut. Hal ini dikenal dengan hazard assessment.

Tabel 2.4. HAZID Guide Words

<i>Generic Hazard</i>	<i>Cause</i>	<i>Consequence</i>
<i>Loss of Containment</i>	<i>General :</i>	<i>Gas & Smoke</i>
<i>Fire/ Explosion</i>	<i>Design/ Construction</i>	<i>Fire/ Explosion</i>
<i>Mechanical Impact</i>	<i>Simultaneous Operation</i>	<i>Loss of Bouyancy</i>
<i>Structural Failure</i>	<i>Human Error</i>	<i>Lost of Position</i>
<i>Transport</i>	<i>Hardware Failure</i>	<i>Pollution</i>
<i>Diving</i>	<i>Control System Failure</i>	<i>Structural Collapse</i>
<i>Natural/ Enveronment</i>	<i>Structural Failure</i>	<i>Safety System Impaired</i>
<i>Simultaneous Operation</i>	<i>Loss of Containment :</i>	
<i>Human Error</i>	<i>Blowout</i>	
	<i>Shallow Gas ect.</i>	
	<i>Impact:</i>	
	<i>Ship Impact</i>	
	<i>Dropped Load etc.</i>	
	<i>Structure Failure :</i>	
	<i>Weather</i>	
	<i>Eartquake ect</i>	

(Sumber: DNV, 1999)

HAZID merupakan istilah umum yang digunakan untuk menjelaskan aktifitas/proses yang bertujuan untuk mengidentifikasi bahaya dan kejadian-

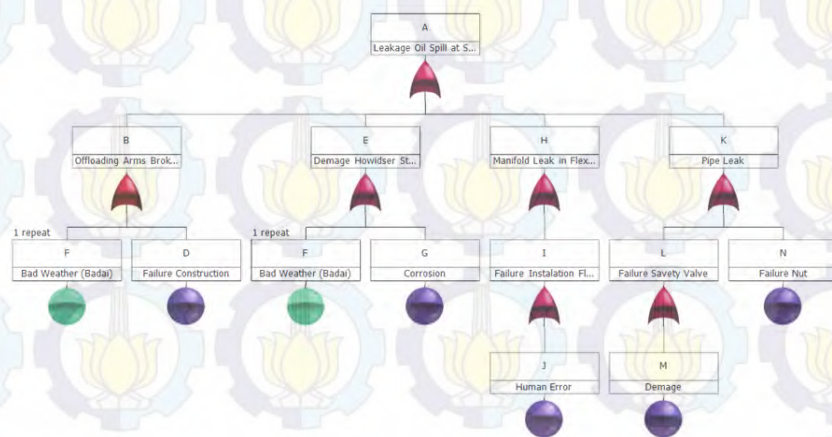
kejadian lainnya yang berpotensi menjadi dampak konsekuensi. Sebagai contoh, HAZID pada fasilitas FLNG atau *offshore* yang dilakukan untuk melihat bahaya-bahaya potensial yang dapat berdampak pada personil yang ada pada fasilitas tersebut (Cedera, kematian, dll), berdampak pada lingkungan (tumpahan minyak ke laut, polusi, dll) dan berdampak pada aset ataupun finansial (*production loss, delay, etc*). HAZID dapat di aplikasikan pada semua bagian dari fasilitas ataupun dapat digunakan pada prosedur.

Umumnya sistem yang akan dianalisa akan di pecah menjadi beberapa bagian sub-system dan selanjutnya sebuah tim akan melakukan evaluasi dengan metode brain storming atau dibantu dengan perangkat checklist untuk mengidentifikasi bahaya potensial yang berkaitan dengan setiap bagian kritis dari sub-system atau sistem yang dianalisa. Proses ini dilakukan oleh tim yang biasanya terdiri dari orang-orang yang memiliki pengalaman dan ekspertis dalam bidang yang bersesuaian, khususnya yang memiliki kapabilitas dalam aspek design dan operasi fasilitas (Artana, dkk., 2013).

II.6.2. Frekuensi (*Fault Tree Analysis*)

Metode *Fault Tree Analysis (FTA)* adalah salah satu metode evaluasi keandalan sistem yang umum digunakan, khususnya pada sistem keselamatan atau *safety oriented system*. Metode ini pertama kali dikembangkan sebagai salah satu cara untuk mengevaluasi proses kegagalan sistem secara kualitatif. Perkembangan berikutnya, dengan algoritma tertentu, metode ini dapat dipergunakan untuk melakukan evaluasi keandalan secara kuantitatif. (Artana, dkk., 2013).

Fault trees menggunakan beberapa *logical gates* untuk menghubungkan antara satu kejadian (*event*) pada sistem dengan kejadian yang lainnya. Kondisi kegagalan yang sering disebut sebagai *top event* secara bertahap diturunkan menjadi kejadian-kejadian dibawahnya secara bertahap dengan *bantuan logical gates* hingga penyebab dasar kegagalan (*basic event*) ditemukan. Karena itu metode ini dikategorikan sebagai *top-down approach*.



Gambar 2.7. Block Diagram Leakage Oil Spill at Sea

Dengan pendekatan kualitatif, maka tahapan proses kegagalan secara terperinci bisa diturunkan sehingga metode ini dapat mengidentifikasi bagaimana proses kegagalan sistem. Dengan mengetahui proses kegagalan sistem ini, maka perbaikan, pengaturan dan modifikasi pada sistem dapat dilakukan agar kejadian kegagalan yang sama bisa dicegah.

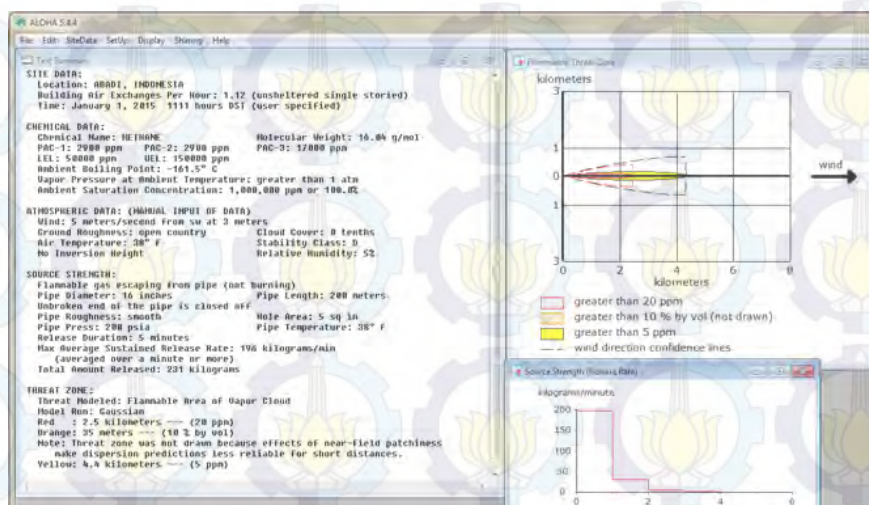
Sebuah FTA secara umum dilakukan dalam beberapa tahapan, yaitu :

1. Mendefinisikan problem dan boundary condition dari sistem
2. Pembuatan *fault tree*
3. Analisa kuantitatif *fault tree*

II.6.3. Konsekuensi (*Fire Modelling*)

Konsekuensi merupakan bagian yang terpenting dari proses risk asesment disamping frekuensi. Dalam melakukan penilaian atau perkiraan konsekuensi bisa dengan cara melakukan perhitungan analisa matematis (kuantitatif) maupun analisa kualitatif. Namun analisa kuantitatif mendapatkan hasil yang lebih dipercaya dibandingkan dengan analisa kualitatif. Sebelum melakukan perhitungan perkiraan konsekuensi, harus tersedia terlebih dahulu data-data mengenai objek yang akan dihitung konsekuensinya serta data-data dari objek penyebab risikonya. Analisa konsekuensi dilakukan dengan beberapa pendekatan antara lain dengan mengevaluasi catatan insiden sebelumnya, pemodelan komputer pemodelan fisik atau kualitatif ahli dalam bidang yang sesuai (Artana, dkk., 2013).

ALOHA merupakan *software* yang dapat membantu pemakainya untuk melakukan pemodelan beberapa kejadian yang diakibatkan oleh kegagalan operasional pada minyak dan gas. Pemodelan dapat dilakukan dengan beberapa skenario yang masing-masing harus diinput pada beberapa parameter data. Kemudian hasil dari pemodelan skenario tersebut akan menghasilkan mapping dari flux panas ataupun penyebaran dari minyak dan gas yang di skenariokan, serta dapat memberikan prediksi konsekuensi yang akan terjadi pada manusia apabila skenario tersebut terjadi.



Gambar 2.8. Flash Fire Software ALOHA

Pemodelan ini dapat membantu pemakainya untuk melakukan kajian risiko, karena nilai yang dihasilkan dapat digunakan sebagai estimasi konsekuensi dari bahaya potensial yang ada. Skenario bahaya yang akan dimodelkan dengan ALOHA pada penelitian ini adalah *flash fire (vapor cloud explosion)*, *jet fire*, *explosion* dan *gas dispersion*, sesuai dengan kemungkinan skenario bahaya yang dapat terjadi dalam rantai suplai LNG.

Tabel 2.5. Hazards category of ALOHA

<i>Scenario</i>	<i>Direct Source</i>	<i>Tank</i>	<i>Puddle</i>	<i>Gas Pipeline</i>
<i>Vapor cloud</i>	<i>Toxic vapors</i>	<i>Toxic vapors</i>	<i>Toxic vapors</i>	<i>Toxic vapors</i>
<i>Vapor cloud (flash fire)</i>	<i>Flammable area</i>	<i>Flammable area</i>	<i>Flammable area</i>	<i>Flammable area</i>
<i>Vapor cloud (explosion)</i>	<i>Overpressure</i>	<i>Overpressure</i>	<i>Overpressure</i>	<i>Overpressure</i>
<i>Pool fire</i>	<i>NA</i>	<i>Thermal radiation</i>	<i>Thermal radiation</i>	<i>NA</i>
<i>BLEVE (fireball)</i>	<i>NA</i>	<i>Thermal radiation</i>	<i>NA</i>	<i>NA</i>
<i>Jet fire</i>	<i>NA</i>	<i>Thermal radiation</i>	<i>NA</i>	<i>Thermal radiation</i>

(Sumber : NOAA Technical Memorandum NO OR&R 43)

II.6.3.1. Gas Dispersion

Gas dispersion merupakan peristiwa terilisnya natural gas dalam fasa gas akibat adanya kebocoran pipa atau komponen dalam suatu fasilitas. Terdapat 4 (empat) syarat terjadinya gas dispersion, 1) natural gas berada dalam fasa gas, 3) gas berada pada kondisi bertekanan, 3) terjadi kebocoran pada pipa atau komponen, 4) tidak terdapat sumber api. Bahaya yang ditimbulkan oleh gas dispersion lebih terfokuskan pada masalah pernapasan manusia. Hal ini disebabkan oleh berkurangnya oksigen di udara akibat bercampurnya dengan gas.



Gambar 2.9. Gas Dispersion

(Sumber: Dräger, 2010)

II.6.3.2. *Jetfire*

Jetfire merupakan kebakaran akibat difusi turbulen yang dihasilkan dari pembakaran bahan bakar yang terus keluar dari tangki atau pipa yang dimampatkan. *Jetfire* dapat timbul akibat pelepasan gas, fase gas yang bercampur dengan fase cair dan fase cair murni. Saat gas alam berada dalam bentuk cair (LNG) dan bertekanan rendah, jet fire tidak mungkin terjadi. *Jetfire* dapat terjadi selama proses bongkar muat atau proses pemindahan dimana tekanan gas akan naik karena dipompa. *Jetfire* umumnya dapat menimbulkan kerusakan parah dan kematian, namun efeknya terlokalisir di sekitar lokasi kebocoran gas.

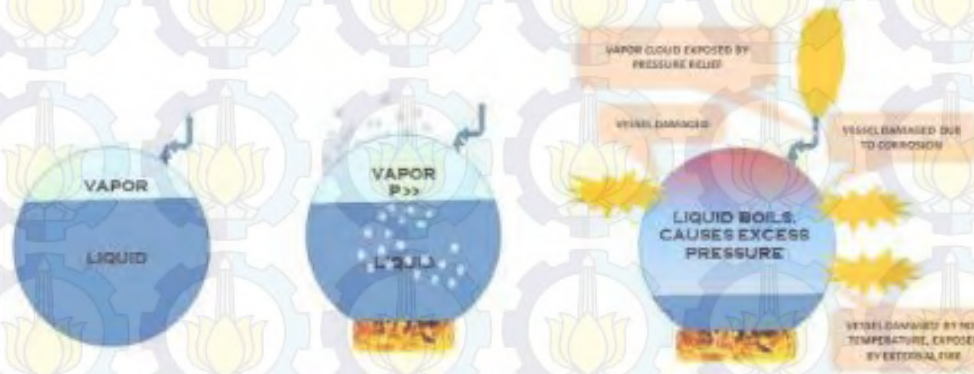


Gambar 2.10. *Jetfire*

(Sumber: Dräger, 2010)

II.6.3.3. *Boiling Liquid Expanding Vapor Explosion (BLEVE)*

Boiling Liquid Expanding Vapor Explosion (BLEVE) merupakan peristiwa bocor /pecahnya bejana bertekanan karena paparan panas dari luar atau dalam bejana dimana bejana tersebut mengandung cairan bertekanan pada suhu di atas titik didih cairan bertekanan tersebut. BLEVE dapat juga didefinisikan sebagai pecah/bocor mendadak dari sebuah bejana bertekanan tinggi, atau bocor/pecahnya bejana karena peristiwa mekanik atau elektro magnetik yang menyebabkan pendidihan cairan dari dalam tangki yang menghasilkan (umumnya) *fire ball*, serpihan (*missile*), dan *overpressure* secara bersamaan. Efek terbesar BLEVE adalah radiasi, bukan *overpressure*, meski namanya mengandung *explosion*.



Gambar 2.11. BLEVE

(Sumber: Dräger, 2010)

II.6.4. Reprerentasi Risiko

Risiko adalah sebagai fungsi peluang kegagalan (*probability of failure*) dan fungsi konsekuensi akibat terjadi kegagalan (*concequence of failure*). Hal yang dilakukan pertama kali adalah mengidentifikasi bahaya dan dampak dari hazard itu sendiri dan siapa atau apa yang akan terkena akibatnya. Langkah kedua adalah menentukan besarnya frekuensi atau *probability* dari kejadian. Langkah berikutnya adalah menentukan besarnya *concequence* dari kejadian karena risk adalah kombinasi dari konsekuensi dan frekuensi (Artana, dkk., 2013).

$$\text{Risiko} = \text{Frekuensi} \times \text{Konsekuensi} \dots\dots\dots(1)$$

Dengan:

Risiko = Kemungkinan terjadinya peristiwa yang dapat merugikan perusahaan, atau bahaya yang dapat terjadi akibat sebuah proses yang sedang berlangsung atau kejadian yang akan datang.

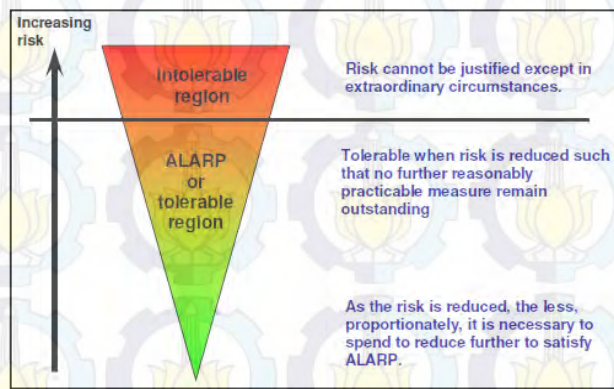
Frekuensi = Kemungkinan terjadinya peristiwa per satuan waktu, biasanya dalam satu tahun.

Konsekuensi = Seberapa besar tingkat kerusakan yang diakibatkan karena adanya bahaya.

Setelah mengidentifikasi kejadian yang mungkin terjadi maka dilakukan perhitungan frekuensi yang mungkin terjadi pada setiap kejadian. Dari identifikasi konsekuensi dan perhitungan frekuensi maka dapat dibuat reprerentasi f-N-Curve

yang menunjukkan posisi dari risiko yang mungkin terjadi pada objek, apakah risiko tersebut dapat diterima atau tidak.

Kriteria penerimaan risiko dapat menggunakan metode *ALARP* (*As Low As Reasonably Predictable*). Metode ini menunjukkan bahwa ada batas atas risiko yang dapat ditoleransi dan bahwa risiko ada diatas tingkat ini harus dilakukan proses mitigasi untuk mengurangi risiko dan dan memindahkan posisi dari risiko tersebut kedaerah yang lebih aman. Ada juga yang lebih rendah dan batas risiko yang dapat diterima dibawah level ini adalah dapat diterima, tidak memerlukan pertimbangan lebih lanjut. Daerah ini antara batas atas dan bawah disebut area *ALARP*. Di daerah ini, langkah-langkah untuk mengurangi risiko (bersama sehingga memperoleh manfaat) harus diidentifikasi dan dipertimbangkan untuk pelaksanaannya.



Gambar 2.12. Kriteria Penerimaan Risiko

(Sumber: Artana, 2013)

Pengertian daerah *ALARP* merupakan perbatasan antara risiko itu dapat diterima atau tidak, akan tetapi masih dapat diterima dan merupakan batas minimal suatu risiko untuk dapat diterima. Upaya pengurangan dari risiko harus diimbangi dengan analisa biayanya. Apabila perkiraan risiko masih tidak dapat diterima, maka usaha untuk mengurangi risiko dapat dilakukan dengan 3 cara, yaitu diantaranya:

1. Mengurangi frekuensi
2. Mengurangi konsekuensi, atau
3. Sebuah kombinasi dari keduanya.

Risiko harus diusahakan agar sekecil mungkin (berada pada area hijau), artinya setelah pengurangan risiko dilakukan, perlu juga dipertimbangkan dari segi biayanya. Diusahakan risiko tetap dapat diterima lalu diikuti dengan biaya yang serendah-rendahnya. Perhitungan pengurangan frekuensi harus diprioritaskan sebelum perhitungan pengurangan konsekuensi. Berikut gambar dan tabel yang menunjukkan kriteria penerimaan risiko dan menunjukkan kriteria penerimaan risiko sehingga level risiko dapat dimasukkan ke tabel grafik.

Setelah perkiraan frekuensi dan konsekuensi telah dihitung, selanjutnya dilakukan evaluasi risiko dengan menggunakan *f-N Curve*. *f-N Curve* sendiri merupakan cerminan dari penggabungan frekuensi dan konsekuensi yang ada, sehingga dapat diketahui tingkat risikonya berada di petak mana pada *f-N Curve* tersebut. *f-N Curve* dibentuk dari kategori konsekuensi dan kategori Frekuensi dimana kategori tersebut didasarkan pada standard yang ada. Sampai pada kategori tingkatan keputusan yang terdapat risiko sehingga masuk dalam tabel *f-N Curve*.

Tabel 2.6. Kategori Frekuensi

Kategori	Definisi
<i>Frequent</i>	Memungkinkan untuk terjadi
<i>Probable</i>	Biasanya sering terjadi
<i>Occasional</i>	Biasanya beberapa kali terjadi
<i>Remote</i>	Kadang-kadang terjadi
<i>Improbable</i>	Mungkin tidak terjadi, namun seandainya terjadi masih dapat ditoleransi
<i>Incredible</i>	Tidak mungkin terjadi dan seandainya terjadi pasti akan direcord pada system

(Sumber: Artana, 2013)

Tabel 2.7. Kategori Konsekuensi

Kategori	Definisi
<i>Catastrophic</i>	Banyak mengakibatkan kematian
<i>Critical</i>	Dapat Menimbulkan kematian, dan atau banyak menimbulkan berbagai kerusakan atau terjadi risiko atau bahaya terjadinya luka-luka
<i>Marginal</i>	Dapat menimbulkan satu jenis kerusakan atau risiko luka-luka, dan atau berbagai kerusakan atau risiko bahaya tetapi dalam cakupan yang kecil
<i>Negligible</i>	Kebanyakan menimbulkan satu jenis kerusakan atau risiko bahaya luka-luka yang kecil

(Sumber: Artana, 2013)

Tabel 2.8. Kategori Tingkatan Keputusan

Risk Class	Intrepretation
A	Dapat ditoleransi
B	tidak diinginkan dan hanya dapat diterima ketika pengurangan risiko tidak dapat dilaksanakan
C	Diterima dengan persetujuan <i>Project Safety Review Committee</i>
D	Diterima dengan persetujuan oleh normal <i>project review</i>

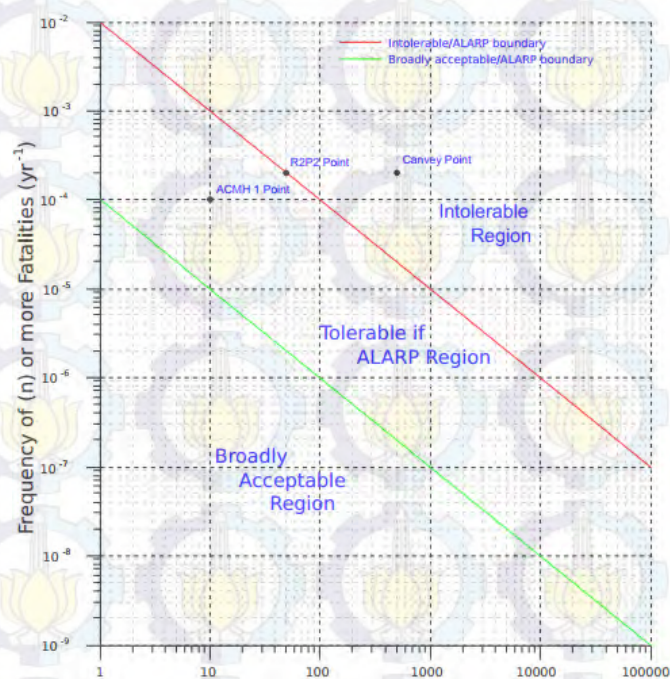
(Sumber: Artana, 2013)

II.6.4.1. f-N Curve

f-N *Curve* merupakan sebuah bentuk representasi dari risiko yang digunakan berdasarkan jumlah populasi yang terdampak dari sistem yang mengalami kerusakan atau bentuk kerugian lainnya. Dimana fungsi F, berada pada sisi ordinat (sumbu Y) yang mewakili frekuensi kumulatif dari N atau lebih dari jumlah orang yang terdampak persatuan waktu (bulan/tahun). Sementara fungsi N merupakan nilai yang menunjukkan jumlah dari orang yang terdampak yang bersesuaian dengan frekuensinya. Polpulasi terdampak dapat

digambarkan melalui dua pola penggambaran, adalah sebagai berikut (Artana, 2013):

1. Frekuensi non-kumulatif, grafik pada pola ini dikenal dengan sebutan *F-N Curve*, dimana nilai yang diplot pada sumbu Y adalah frekuensi diskrit dari peluang kemunculan bahaya yang dievaluasi.
2. Frekuensi kumulatif, grafik pada pola ini dikenal dengan *f-N Curve*, dimana nilai yang diplot pada sumbu Y adalah frekuensi kumulatif dari peluang kemunculan bahaya yang dievaluasi



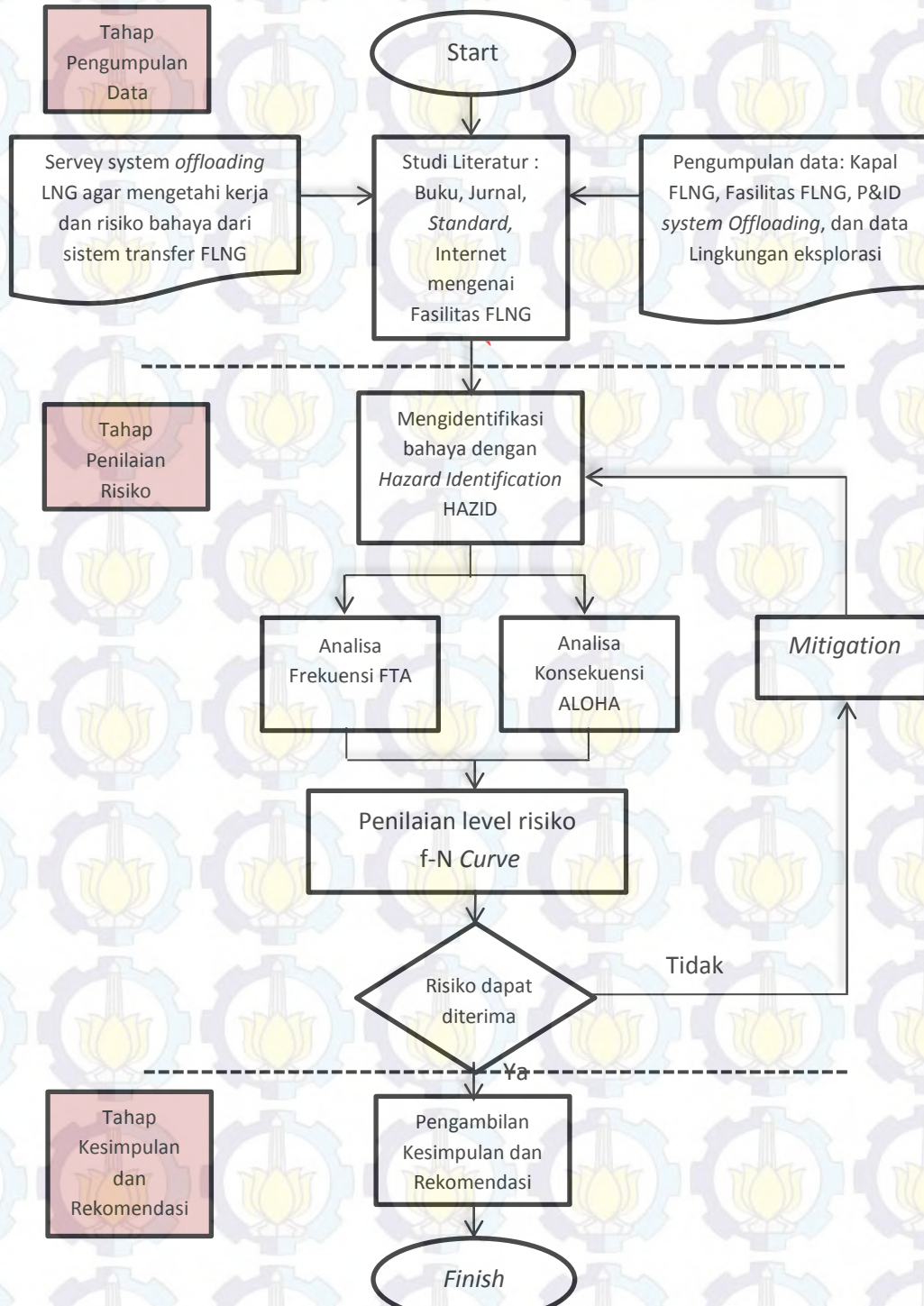
Gambar 2.13. f-N Curve Plot

(Sumber: <http://www.alarp.plus.com/SREV.pdf>)

Bentuk representasi risiko yang digunakan berdasar pada standar yang digunakan dalam penilaian resiko. Setiap standar yang ada akan memiliki kriteria penerimaan risiko yang berbeda-beda. Jika dari hasil analisa didapatkan bahwa risiko berada pada tingkatan yang dapat diterima, maka instalasi/ aset dapat dijalankan atau dioperasikan. Namun apabila dari hasil analisa risiko yang dilakukan berada pada tingkat tidak dapat diterima, maka harus dilakukan langkah mitigasi, langkah pencegahan dengan tujuan mengurangi risiko yang terjadi atau dengan sistem transfer (Artana, 2013).

BAB III METODOLOGI PENELITIAN

III.1. Flow Chart Pengerjaan Tesis



Gambar 3.1. Tesis Flow Chart

Metodologi penelitian merupakan langkah-langkah yang dilakukan dalam pengerjaan thesis hingga tujuan dari thesis dapat tercapai. Langkah-langkah dalam pengerjaan thesis ini meliputi identifikasi masalah, studi literatur, pengumpulan data, pengolahan data, perhitungan/ pemodelan, analisa, penanganan risiko/ mitigasi serta membuat kesimpulan dari hasil analisa.

III.2. Tahapan Pengerjaan Tesis

Dalam pengerjaan tesis ini, penulis membagi pengerjaan dalam beberapa tahapan. Tahapan pengerjaan tersebut meliputi:

III.2.1. Identifikasi Permasalahan

Identifikasi terhadap permasalahan yang diangkat dalam pengerjaan thesis sedapat mungkin dipilih pada isu-isu yang lagi hangat atau sedang jadi perhatian public, sehingga diharapkan hasil dari penelitian lebih bermanfaat. Dari hasil identifikasi masalah dapat ditentukan langkah-langkah yang harus dilakukan dalam pengerjaan tesis beserta metode yang diterapkan dalam menyelesaikan masalah yang ada

III.2.2. Studi Literatur

Pada tahap ini, dilakukan studi terhadap referensi-referensi yang terdapat pada jurnal/paper, internet, dan buku-buku materi penunjang. Studi literatur dilakukan untuk mempelajari tentang teori-teori dasar permasalahan yang berhubungan dengan penilaian risiko, faktor-faktor yang menyebabkan terjadinya kebocoran jalur pipa, akibat bila terjadi kebocoran jalur pipa pada kapal FLNG serta beberapa teori/ pendapat para ahli dalam melakukan evaluasi dalam mengurangi risiko terjadinya kebocoran. Dengan tujuan untuk mendapatkan pengetahuan dasar dan data dari penelitian-penelitian sebelumnya yang dapat digunakan sebagai acuan penelitian selanjutnya.

Informasi yang dibutuhkan pada tahap ini adalah, pengumpulan berbagai macam referensi yang bisa digunakan untuk perhitungan/ permodelan dalam melakukan penilaian risiko untuk daerah tertentu dan mencari informasi tentang perangkat lunak/ *software* yang mungkin bisa dipergunakan dalam mendapatkan data, mengolah data sampai dengan melakukan analisa.

III.2.3. Pengumpulan Data

Setelah melakukan studi literatur dan mengumpulkan bahan pustaka. Maka langkah selanjutnya adalah mengumpulkan semua data-data Primer yang dibutuhkan untuk perhitungan dan pemodelan pada langkah selanjutnya. data-data yang digunakan dalam tesis ini antara lain :

1. Data umum tentang kapal FLNG yang digunakan untuk mengetahui bagian pada sistem transfer yang berpotensi menimbulkan bahaya.
2. Data sistem dan gas yang didistribusikan untuk mengetahui spesifikasi atau sifat gas.
3. Data pelayaran di sekitar area eksplorasi untuk menentukan probabilitas yang ada pada area berbahaya.
4. Data hasil inspeksi atau survey (*inspection record*) digunakan untuk mengetahui histori tiap-tiap item peralatan yang memiliki potensi risiko dan keaktifan suatu program inspeksi yang telah dilakukan.
5. Gambar desain dan konstruksi (*engineering specification, safety system, dll*) digunakan untuk mengetahui secara detail kondisi lingkungan, sistem pengamanan, sistem deteksi dan isolasi kebocoran, yang terdapat pada jalur offloading kapal FLNG ke kapal shuttle tanker tersebut.
6. Data proses (prosedur operasi) digunakan untuk mendukung perhitungan yang dikombinasikan dengan data-data diatas untuk mengetahui batasan pengoperasian yang diterapkan pada proses *offloading* tersebut.

III.2.4. Analisa Risiko

Setelah data didapat, kemudian data tersebut dianalisa untuk memperkirakan besarnya frekuensinya dan konsekuensinya yang terjadi dan selanjutnya akan dibuat matriks risikonya.

III.2.4.1. Identifikasi Bahaya

Bahaya adalah suatu keadaan yang bersifat kualitatif yang mempunyai pengaruh terhadap frekuensi kemungkinan terjadinya kerugian ataupun besarnya jumlah dari kerugian yang mungkin terjadi. Sedangkan identifikasi bahaya adalah proses dalam mengenali bahaya yang mungkin terjadi dengan tanpa melihat hal yang diterima atau tidak diterima yang terjadi. Biasanya kegiatan ini dilakukan

oleh orang yang sudah ahli atau sangat berpengalaman dan juga didasarkan pada data literatur yang ada sebelumnya. Untuk mengetahui konsekuensi yang akan dimasukkan dalam tingkat risiko, maka diperlukan sebuah identifikasi kejadian-kejadian yang mungkin terjadi pada saat kapal FLNG *offloading* dan transfer muatan ke kapal *Shuttle Tanker*.

III.2.4.2. Perkiraan Frekuensi

Perkiraan frekuensi dilakukan dengan melakukan studi literatur pada riset-riset yang telah dilakukan sebelumnya dan pada data-data yang telah ada. Dari studi literatur tersebut akan dianalisa berapa banyak frekuensi akan terjadi pada setiap kejadian. Selain dengan menggunakan data yang telah ada. Skenario dibuat berdasarkan asumsi logis sehingga kemungkinan terjadinya suatu kejadian risiko bisa diterima dan nilai frekuensi yang didapat juga dapat digunakan untuk melakukan pengambilan keputusan pada hasil akhir. Skenario tersebut dituangkan dalam sebuah *Fault Tree Analysis (FTA)* sehingga perhitungan frekuensi bisa didapatkan.

III.2.4.3. Perkiraan Konsekuensi

Perkiraan konsekuensi dilakukan dengan melakukan simulasi pemodelan dengan menggunakan *software ALOHA*. *Software* tersebut digunakan untuk menghitung konsekuensi yang mungkin terjadi pada setiap skenario yang dibuat, *software* tersebut akan menghasilkan suatu hasil yang menunjukkan seberapa besar dampak yang dihasilkan akibat penyebab risiko yang terjadi pada kapal FLNG dan kapal *shuttle tanker*. Dampak-dampak tersebut bisa berupa flux panas yang terjadi di sekitar lokasi kejadian serta jumlah orang yang akan mengalami kematian akibat kejadian tersebut sehingga dari hasil tersebut bisa dimasukkan dalam konsekuensi yang ada sesuai standard yang nantinya akan digabungkan dengan frekuensi dalam *f-N Curve*.

III.2.4.4. Penilaian Risiko

Berdasarkan hasil perkiraan frekuensi dan perkiraan konsekuensi yang sudah telah didapatkan, maka selanjutnya dibuat tabel yang mengacu pada *f-N Curve standard*. Risiko tersebut akan ditentukan dalam tabel grafik *f-N Curve*

apakah dapat diterima atau tidak. Representasi risiko menunjukkan jika ternyata risiko berada pada area yang tidak dapat diterima (Merah), maka harus dilakukan analisa risiko dan mitigasi hingga risiko yang didapatkan dapat diterima (dalam grafik memasuki daerah hijau atau setidaknya di area ALARP).

III.2.4.5. Kesimpulan dan Saran

Langkah terakhir adalah membuat kesimpulan dari keseluruhan proses yang telah dilakukan sebelumnya serta memberikan jawaban atas permasalahan yang ada. Selanjutnya memberikan saran berdasarkan hasil analisa untuk dijadikan dasar pada penelitian selanjutnya, baik terkait secara langsung pada Tesis ini ataupun pada data-data dan metodologi yang nantinya akan direferensi.



“Halaman ini sengaja dikosongkan”

BAB IV

ANALISA DAN PEMBAHASAN

IV.1. Identifikasi Masalah

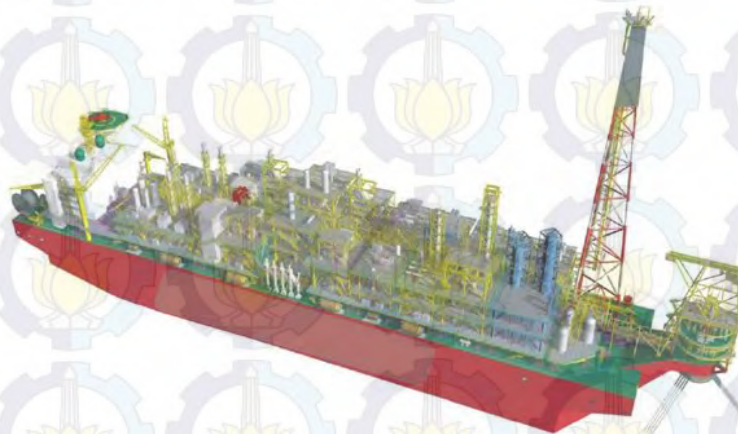
Pada penelitian ini, akan dilakukan penilaian risiko pada proses operasional sistem transfer *offloading* pada kapal FLNG ke kapal LNG *Carrier*. Dengan menggunakan data P&ID sistem transfer FLNG dilakukan identifikasi bahaya dengan menggunakan HAZID sebagai metode yang akan digunakan untuk menentukan skala prioritas bahaya yang kemungkinan terjadi pada kapal FLNG. P&ID sistem *offloading* akan dibagi menjadi 2 sub-sistem yaitu *Storage & Loading* dan *Loading Arms* dengan tujuan untuk memudahkan pengidentifikasi sistem. Setelah itu dilakukan analisa frekuensi dengan menggunakan metode *Fault Tree Analysis (FTA)* untuk menghitung kegagalan sistem dan komponen peralatan pada sistem offloading guna untuk mengetahui kegagalan sistem secara kualitatif. Untuk mengetahui kegagalan komponen dan peralatan dapat digunakan data *Proces Release Frequencies* dan *Ignition Probabilities* dari *International Association of Oil & Gas producers (OGP)*. Kemudian dilakukan analisa konsekuensi untuk mengetahui dampak kerusakan terhadap jumlah orang terpapar, kerugian material, dampak lingkungan dll. Software ALOHA dapat digunakan pada simulasi *jetfire*, *gas dispersion*, *flash fire* dan *explosion*. Tujuannya adalah untuk mengetahui *mapping area* terkontaminasi dan dapat menunjukkan *threat zone*/ bahaya terhadap paparan dari kecelakaan yang akan dilakukan. Selanjutnya data yang didapatkan dari perhitungan kegagalan komponen dan sistem (FTA) serta hasil simulasi kecelakaan (ALOHA) akan digunakan sebagai parameter penilaian risiko, dengan menggunakan standar acuan dari *f-N Curve*.

Hasil dari penilaian risiko akan menghasilkan dua (2) kesimpulan yaitu kecelakaan yang dapat diterima dan kecelakaan yang tidak diterima. Apabila hasilnya berada di area ALARP maka akan dilakukan mitigasi untuk melakukan proteksi/ antisipasi dari kegagalan sistem. Sedangkan apabila hasilnya berada di area merah maka akan dilakukan identifikasi ulang terhadap sistem apakah akan mengurangi frekuensi atau konsekuensi serta melakukan proteksi pada sistem untuk mengantisipasi kegagalan/ kecelakaan yang akan terjadi.

IV.2. Pengumpulan Data Penelitian

Pengumpulan data adalah langkah awal yang dilakukan dalam melakukan penelitian. Dalam penelitian ini berbagai data didapatkan dari berbagai sumber kompeten yang digunakan untuk mendukung dan menyelesaikan penelitian ini, diantaranya : Data kapal FLNG, data lingkungan, fasilitas FLNG, data simulasi kebocoran pipa, dan fasilitas sistem transfer.

IV.2.1. Kapal FLNG



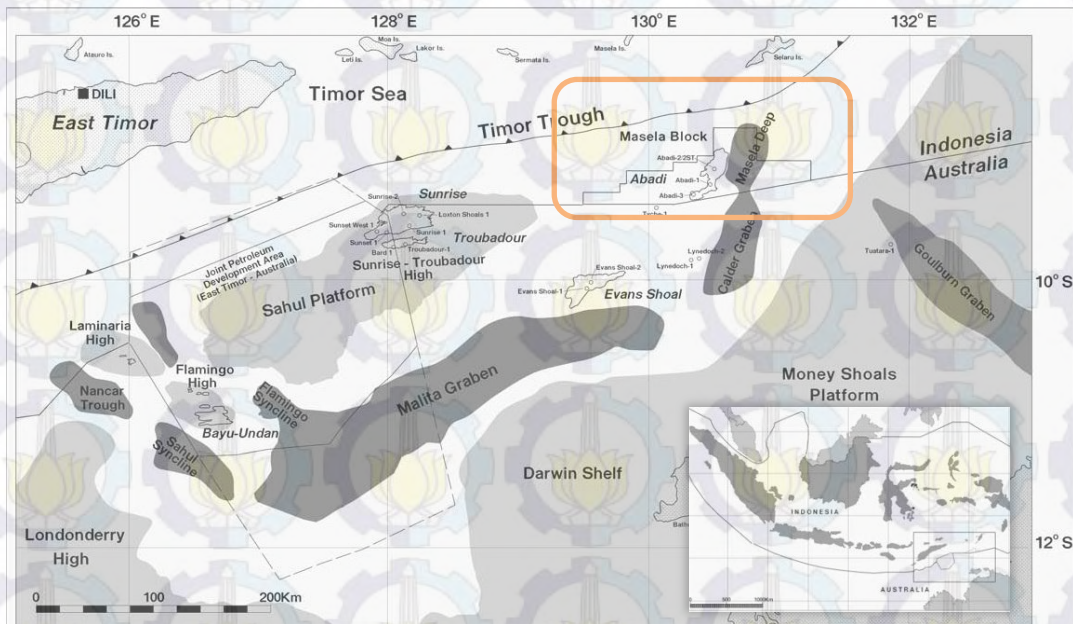
Gambar 4.1. Kapal FLNG

(Sumber: DSME, 2013)

Berikut akan ditampilkan data kapal FLNG yang telah didapatkan dari berbagai sumber, sebagai berikut :

Type	: <i>Floating Liquefied Natural Gas (FLNG)</i>
Lenght Over All (LOA)	: 355 Meter
Breath (B)	: 70 Meter
Tank Type	: <i>Self-Suported Prismatic Cargo Tank "Type B"</i>
Tank Capacity	: 225.000 m3
LNG Carrier Capacity	: 177.000 m3
Process Plan	: <i>N2 Expander and Dual Mixed Refrigerant</i>
Capacity Production	: 2.5 MTPA
Condensat Production	: 8.400 Barel per day
Offloading Type	: <i>Side-by-side Configuration</i>
Crew Ship	: 60 Person

IV.2.2. Data Lingkungan



Gambar 4.2. Perairan Laut Aru Indonesia

(Sumber: <http://2.bp.blogspot.com>)

Data lingkungan adalah kondisi tempat kapal yang akan beroperasi selama melakukan kegiatan eksplorasi gas, data ini sangat penting untuk diketahui karena data tersebut digunakan sebagai inputan data untuk simulasi pada software ALOHA, sehingga diharapkan outputnya sesuai dengan kejadian yang sebenarnya. Berikut data lingkungan tempat kapal FLNG beroperasi :

Tabel 4.1. Data Lingkungan

Perairan	Perairan Laut Aru Indonesia
Kecepatan angin	5.7 m s^{-1} on March/April and September to December (Calmet)
Arah angin	Scenario from West
Ketinggian pergerakan angin	20 meter
Temperatur Udara	28 °C
Temperatur air laut	30 °C
Kelembapan	70% - 80%

(Sumber : met-ocean Data Laut Arafuru)

IV.2.3. Karakteristik Metane

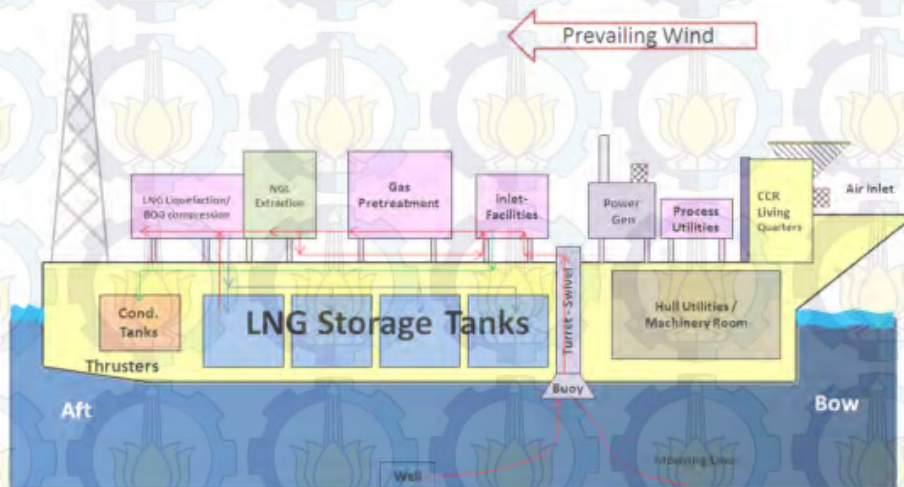
Berikut ditampilkan karakteristik dari kandungan dari metane :

Tabel 4.2. Karakteristik Kandungan Metane

<i>Chemical</i>	<i>Methane</i>
<i>Molecular Weight</i>	<i>16.04 g/mol</i>
<i>Low Explosion Limit</i>	<i>5000 ppm</i>
<i>Upper Explosion Limit</i>	<i>15000 ppm</i>
<i>Ambient Boiling Point</i>	<i>-165.5 °C</i>
<i>Vapour Pressure at Ambient Temp.</i>	<i>> 1 atm</i>
<i>Ambient Saturation Concentration</i>	<i>1,000,000 ppm or 100%</i>

(Sumber : Aloha, metane)

IV.2.4. Fasilitas FLNG



Gambar 4.3. Fasilitas kapal FLNG

(Sumber : Maneenapang Bunnag dkk, 2011)

Fasilitas FLNG yang digunakan ada beberapa macam, secara umum hampir sama dengan unit fasilitas eksplorasi dan process LNG yang dilakukan di onshore (darat). Akan tetapi karena kegiatan kerja kapal ini di tengah laut dengan space/ruang yang terbatas sehingga fasilitas didesign dengan seefisien mungkin untuk mengurangi loss space pada kapal. Serta menggunakan teknologi peralatan yang canggih dan terbaru untuk mengefisienkan waktu eksploitasi, proses,

liquefaction dan offloading. Berikut akan ditampilkan fasilitas unit yang digunakan pada kapal FLNG :

Tabel 4.3. FLNG Main System

<i>System</i>	<i>Component</i>
<i>Inlet Facilities</i>	<i>Slug Catcher, Hydrate Inhibitor, Water-, Condensate Treatment</i>
<i>Gas Treatment</i>	<i>CO₂, H₂s, H₂O, Hg, Dust Removal</i>
<i>NGL Separator</i>	<i>Separation of Natural Gas Liquids (NGL's: C₃, C₄, C₅+))</i>
<i>Liquefaction Process</i>	<i>LNG Liquefaction (include N₂-Removal)</i>
<i>Storage Tank Type</i>	<i>Self-Suporrted Prismatic Cargo Tank "Type B", Condensate</i>
<i>Offloading to Carriers</i>	<i>Liquid Natural Gas</i>
<i>Power Generator</i>	<i>Power Tto liquefaction compressors and all other duties</i>
<i>Fuel Gas System</i>	<i>Fuel for the power generation system</i>
<i>Heating/ Cooling Media</i>	<i>Compressor Discharge Cooling, Reboilers</i>
<i>Turret And Mooring System</i>	<i>External or internal turret configuration, permanent mooring under cyclonic condition</i>

(Sumber : Maneenapang Bunnag dkk, 2011)

IV.2.5. Data Simulasi Kebocoran Pipa

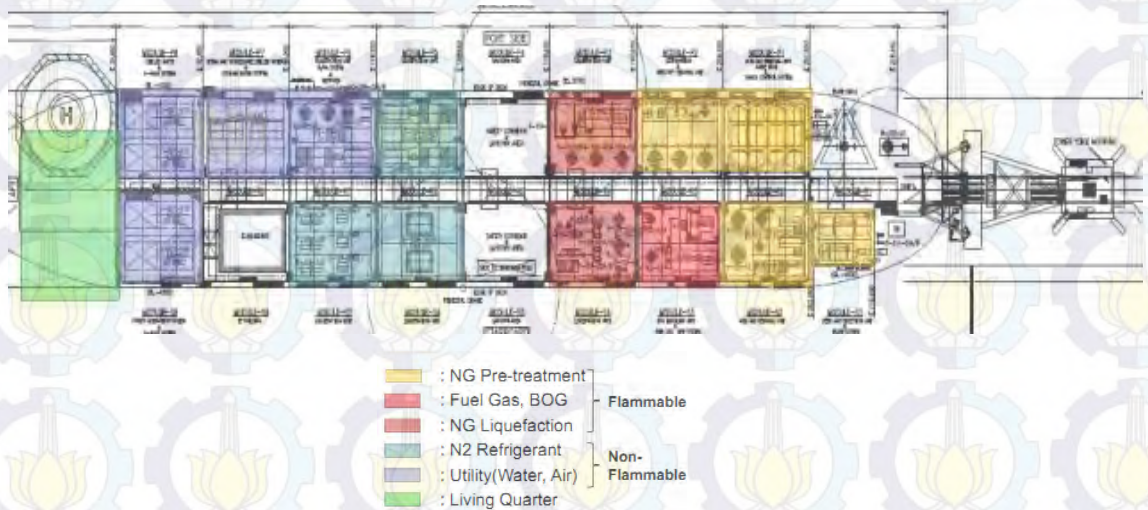
Data simulasi kebocoran pipa adalah data yang digunakan untuk mensimulasikan kebocoran yang mungkin terjadi pada sistem transfer LNG, serta besaran diameter pipa. Berikut data simulasi untuk kebocoran pipa :

Diameter Pipa : Bervariasi, 1 - 24 inci

Diameter Lubang : 50 mm, 150 mm dan 200 mm.

Sudut keluaran : Bervariasi

IV.2.6. Tingkat Bahaya Fasilitas FLNG



Gambar 4.4. Zona Bahaya Fasilitas FLNG

(Sumber: ClassNK, MODEC and Toyo Eng, 2012)

Tingkat bahaya pada fasilitas LNG berbagai dalam dua (2) zona yaitu : *zona flammable dan non-flammable*. Pada gambar yang ditampilkan diatas menjelaskan bahwa fasilitas yang termaksud dalam *zona flammable* adalah *Natural Gas (NG) Pre-treatment, Fuel Gas & Boil of Gas (BOG) dan Natural Gas (NG) Liquefaction*. Sedangkan fasilitas yang tergolong pada *non-flammable* adalah *N2 Refrigerant, Utility (Water, Air) dan Living Quarter*. Berdasarkan gambar diatas fasilitas yang memiliki tingkat bahaya yang tertinggi *adalah Fuel & BOG Unit, NG Pre-treatment dan NG Liquefaction Unit* karena di fasilitas tersebut adalah sistem utama terjadinya proses pengelolaan gas, pemisahan condensat dan gas serta proses pencairan gas menjadi LNG. Sedangkan fasilitas yang memiliki tingkat bahaya terendah adalah *Living Quarter*, fasilitas ini merupakan tempat tinggal/istirahat crew dan tempat *control room* yang mengontrol aktifitas eksploitasi.

IV.2.7. Crew FLNG

Penentuan crew yang berkerja pada fasilitas FLNG, ditentukan berdasarkan fasilitas produksi kapal. Berdasarkan fasilitas yang terdapat pada FLNG, dalam operasionalnya sebuah sistem unit akan dikontrol oleh satu (1) orang. Berikut akan ditampilkan penentuan crew pada fasilitas FLNG :

Tabel 4.4. Crew Fasilitas FLNG

<i>Unit Facility</i>	<i>Responsibility</i>	<i>Person</i>
<i>Management</i>	<i>Operation Div., Marine Div., Loading/ Unloading Div., Production Div., Maintenance Div., Service Div. and Safety Div.</i>	<i>7</i>
<i>Loss management</i>	<i>Loss prevention Advices, Environment and Medical Services</i>	<i>3</i>
<i>Marine</i>	<i>Marine Supervisor, Marine and Operation</i>	<i>3</i>
<i>Production</i>	<i>Refrigerant Cycle Compression, Liquefaction System, CO2 Removal Wash Section, Dehydration Regeneration Cycle, Inlet Facilities, Feed Gas Compression, Condensate Offloading System, Fractionation Train, Flare and Blowdown System, Condensate Stabilization and Stabilizer Overhead Compression, Offloading System, Fuel Gas System and Tank Return Gas Compression, CO2 Removal MDEA Treatment Regeneration Section, CO2 Off Gas Treatment Optional Space for CO2 Sequestration) and Power Generation.</i>	<i>30</i>
<i>Maintenance</i>	<i>Supervision, Instrument Maintenance, Mechanical Maintenance, Electrical Maintenance, Telecommunication Maintenance and Maintenance Scheduling.</i>	<i>11</i>
<i>Service</i>	<i>Supervision, Helideck, Deck Crew Supervision, Operation, Crane Operation, Radio Operation and Accommodation Services</i>	<i>6</i>
<i>Total</i>		<i>60</i>

Berdasarkan tabel di atas dijelaskan bahwa, setiap crew memiliki tanggung jawab terhadap fasilitas yang ada pada kapal. Sedikitnya jumlah crew dikarenakan terbatasnya ruangan/tempat pada deck kapal. Analisa penentuan korban terdampak akibat kecelakaan kapal *output* dari *software* ALOHA, berdasarkan

jumlah crew yang bekerja pada fasilitas tempat dimana crew bekerja. Sehingga dapat kita ketahui jumlah korban kecelakaan pada simulasi jetfire dan gas dispersion.

IV.2.8. Fasilitas *Offloading System*

Sebelum melakukan identifikasi bahaya pada system offloading maka perlu diketahui karakteristik kerja mengenai peralatan system yang digunakan sebagai acuan untuk menjalankan operasi system terkait dengan hal *pressure*, *temperatur*, *flow Liquid/ BOG*, *level max. operational* yang diperlukan untuk menjalankan system. Dalam sistem ini terdapat beberapa peralatan yang digunakan untuk menunjang proses kerja dari sistem transfer, diantaranya : *LNG Cargo Pump*, *LNG Spray Pump*, *LNG Cargo Tank*, *LNG Loading Arms*, *LNG/ BOG Loading Arm* dan *BOG Loading Arm*. Berikut akan ditampilkan karakteristik dari fasilitas sistem transfer :

Tabel 4.5. Fasilitas Offloading System FLNG

No	System	Pressure			Temperatur	
		Operating	Max. Design	Min. Design	Operating	Max. Design
1	LNG Cargo Pump	589 kPa-g	1650 pKa-g	60.0 °C	-160.0 °C	-196.0 °C
2	LNG Spray Pump	744 kPa -g	1650 pKa-g	60.0 °C	-160.0 °C	-196.0 °C
3	LNG Cargo Tank	106 kPa -g	125 pKa-g	60.0 °C	-160.0 °C	-196.0 °C
4	LNG Loading Arms	450 kPa -g	1650 pKa-g	60.0 °C	-160.0 °C	-196.0 °C
5	LNG/ BOG Loading Arm	450 kPa -g (Liquid) 75 kPa-g (Vapor)	1650 pKa-g	60.0 °C	-160.0 °C (Liquid) -100.0 °C (Vapor)	-196.0 °C
6	BOG Loading Arm	75 kPa-g	1650 pKa-g	60.0 °C	-100.0 °C	-196.0 °C

(Sumber: P&ID System Offloading Kapal FLNG)

IV.3. Deskripsi Proses *Offloading* FLNG

IV.3.1. Penjelasan Umum

Dalam operasional dari sistem *LNG Storage dan Offloading* terbagi atas beberapa bagian Unit yang meliputi:

- *LNG Rundown*
- *LNG Storage*
- *LNG Offloading*
- *Boil-Off Gas (BOG) Recovery*

LNG Storage and Offloading Unit dioperasikan dalam dua (2) mode yang berbeda, sebagai berikut:

- *Handling Mode*: periode antara dua operasi *offloading* bila tidak ada LNGC ditambatkan/*moored*.
- *Offloading Mode*: periode ketika LNGC ditambatkan dan LNG ditransfer dari tangki penyimpanan FLNG ke LNGC.

Selain itu, fasilitas FLNG yang dirancang untuk memungkinkan persiapan tangki untuk dilakukan operasi inspeksi dan operasi kontingensi lainnya seperti *transfer tank to tank, offloading* dari LNGC atau tangki pemeliharaan.

IV.3.2. *LNG Rundown System*

LNG dari *End flash Drum* dialirkan oleh gravitasi ke Tank FLNG Cargo terletak di lambung melalui pipa *Rundown header*. Selama operasi normal semua ke-enam (6) tangki diisi secara paralel baik dalam *mode holding dan offloading*. Desain sistem *rundown* memungkinkan transfer produksi FLNG penuh untuk lima tangki pada suatu waktu, dalam kasus satu tangki mungkin tidak tersedia perbedaan tingkat cair antara tangki LNG.

LNG yang dimasukkan ke *FLNG Cargo Tank top* melalui *splash-plate*, yang menjamin bahwa LNG flash ketika memasuki tangki dan mengurangi potensi "panas" akumulasi dari LNG pada bagian bawah tangki, sehingga mengurangi potensi terjadinya *vapor*. *Flash gas* yang dihasilkan pada tangki dikombinasikan dengan BOG yang dihasilkan dalam tangki kemudian dialirkan ke BOG kompresor.

IV.3.3. LNG Storage System

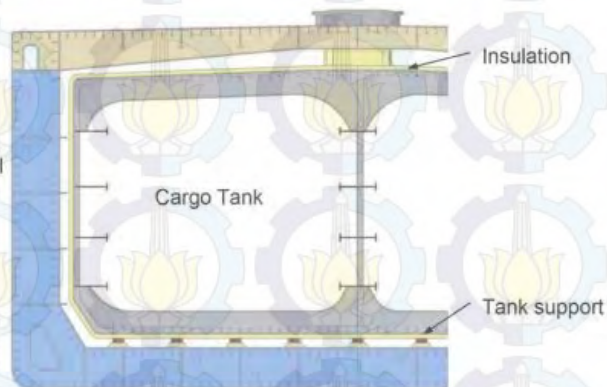


Gambar 4.5. Tangki Type Prismatic FLNG Cargo

(Sumber : DNV OTG-02, 2011)

LNG Storage System terdiri dari enam (6) tangki tipe prismatic "B" FLNG *Cargo* yang terbuat dari aluminium dan dengan tekanan MARVS dari kPag. *FLNG Cargo Tank* dipasang di ruang permanen yang berada di lambung dan didukung oleh blok kayu yang terletak masing-masing tangki digunakan untuk menahan temperatur dingin dari LNG. *Holdspace* yang disimpan di bawah atmosfer *dry nitrogen* selama operasi normal. Penyekatan panel dipasang di sekitar tangki yang mengakomodasi tujuan ganda, yaitu:

- Mengurangi masuknya panas ke dalam tangki sehingga memastikan bahwa *Boil-Off* tidak melewati tingkat maksimum.
- Bertindak sebagai penghalang tetesan kebocoran dalam kasus keretakan dan mengantar/mengalirkan cairan menuju *drip tray*/nampan tetes yang terletak di bagian bawah tangki. Nampan tetes ini dilengkapi dengan sensor suhu untuk mendeteksi kebocoran. Nampan dirancang sebagai penahanan yang berisi sekunder parsial dari setiap kemungkinan kebocoran dari LNG untuk jangka waktu 15 hari sesuai kebutuhan klasifikasi.



Gambar 4.6. Konstruksi Lambung Tangki *Type Prismatic FLNG Cargo*

(Sumber : DNV OTG-02, 2011)

LNG yang disimpan dalam tangki FLNG Cargo pada tekanan 106 kPa abs dan temperatur sekitar minus 160 °C. Setiap tangki dilengkapi dengan peralatan sebagai berikut:

- *LNG Cargo Pump Tank*: Dua (2) pompa diletakkan didalam *well*/ sumur pompa sentrifugal yang dapat ditarik vertikal dengan driver motor listrik yang dipasang terendam di setiap LNG Cargo Tank. Pompa ini digunakan untuk *offloading*, tangki pencampuran dan transfer antar tank.
- *LNG Spare Cargo Pump*: satu (1) cadangan pompa sentrifugal terendam dapat ditarik vertikal dan driver motor listrik disimpan di atas kapal (disimpan di gudang penyimpanan). Pompa ini identik diletakkan di atas LNG Cargo Pompa.
- Satu (1) sistem *spray ramp* pada setiap tangki, dirancang untuk memungkinkan tank secara kontinyu mendinginkan dengan cara menyembrotkan LNG.
- *LNG Spray Pump*: satu (1) pompa sentrifugal terendam dengan driver motor listrik dipasang di setiap tangki LNG *Cargo* dan terhubung ke *header spray* utama untuk semua tank. Pompa ini digunakan untuk berbagai operasi, antara lain:
 - Mengisi/mendinginkan jalur *spray tank*.
 - Mengisi/mendinginkan *LNG Cargo vaporizer*.

- Memastikan sirkulasi minimum aliran di *header LNG* utama untuk menjaga cairan LNG pada suhu kriogenik ketika *LNG rundown* dihentikan untuk jangka waktu lama.
- Memompa sebagian kecil LNG ke LNG header utama pada jalur LNG dan sistem operasi offloading pendinginan.
- mengisi BOG *KO Drum* ketika *rundown LNG* dihentikan dan pendinginan cairan diperlukan pada BOG *Compressor section*.
- pengosongan kargo LNG dalam tangki ketika harus dikosongkan untuk pemeliharaan/perbaikan.

IV.3.4. LNG Offloading System



Gambar 4.7. Contoh Transfer LNG dari FLNG ke LNG Carrier

(Sumber : DSME, 2013)

Sistem transfer ini dirancang untuk mengakomodasi keselamatan LNGC dengan kapasitas sekitar 125,000-216,000 m³ pada konfigurasi transfer *side-by-side*. LNGC dengan kapasitas 177,000 m³ direncanakan untuk desain kapasitas LNG Cargo Tank. Fasilitas ini dirancang untuk *offloading LNG Cargo Tank* pada rata-rata maksimum 13.000 m³. Mengingat tingkat produksi, transfer dilakukan kira-kira setiap 8 sampai 9 hari.

Sistem transfer LNG terdiri dari:

- Dua (2) paralel *offloading headers* : Konfigurasi ini, memungkinkan fleksibilitas pipa lebih dari satu header, telah dipilih untuk alasan

operabilitas dengan mengingat khususnya bahwa jalur transfer LNG didinginkan sebelum dan setiap operasi loading.

- *LNG offloading arms* : empat (4) *offloading arms* disediakan di sisi kanan, dua (2) cair untuk pembongkaran LNG, satu (1) cairan/uap yang bertindak sebagai cadangan dan satu (1) vapor untuk memungkinkan *Flash gas* kembali dari LNGC ke FLNG. Setiap *Arms* dilengkapi dengan *Rilis Coupling Darurat (ERC)* dan *Quick Connect / Disconnect Coupler (QC / DC)*. Sebuah sistem penargetan yang disediakan untuk memudahkan koneksi *arms* di lingkungan lepas pantai. Setiap *arms* cair dirancang untuk laju aliran maksimum 5000 m³/h.

Secara umum, keempat (4) *arms* digunakan selama operasi transfer dengan cairan / uap arm cadangan digunakan untuk offloading cair :

- Satu (1) *ship vapor return header*, termasuk jalur ke flare / dibuang (sesuai kebutuhan) dalam kasus penguapan LNG ketika loading/berlabuh.
- Satu (1) in-line sistem otomatis untuk LNG



Gambar 4.8. Loading Arms

(Sumber: Marine Loading Arms Brosur, Jiangsu Changlong Technologies)

Bila tidak sedang berlangsung proses *offloading*, *arms* ditarik ke arah FLNG dan LNG *offloading header* tetap kosong. Prinsip dasar dari operasi *offloading*/pembongkaran dirangkum sebagai berikut:

Sebelum kedatangan LNGC, LNG *offloading header* didinginkan menggunakan LNG dari *spray header*. Setelah LNGC ditambatkan, *arms* dikoneksikan/dihubungkan dengan menggunakan QC/DC pada sisi manifold dari kapal LNGC. Operasi ini dilakukan dengan menggunakan sistem sambungan/pemutusan yang dirancang untuk memungkinkan pengkoneksian dengan benar pada proses penyambungan/pemutusan loading *arms* FLNG dengan sambungan manifold LNGC secara aman dan handal untuk mengantisipasi gelombang gerak yang tidak stabil. Setelah sambungan selesai, pada sambungan QC/DC dilakukan pengujian kekedapan/pengetatan dengan menggunakan nitrogen dan tes ESD dapat dilakukan. Potensi kelebihan uap LNGC akan dialirkan ke FLNG *BOG header* (atau flare) sebelum dilakukan proses transfer loading. Proses pendinginan pada jalur pipa *offloading arms* dan jalur transfer LNGC dilakukan dari FLNG selama sekitar satu jam. pendinginan dilakukan dengan mengalirkan aliran kecil LNG dari *spray header* ke LNG *loading arms* melalui jalur kecil langsung pada katup.



Gambar 4.9. Proses Transfer *Offloading* dengan *Loading Arms*

(Sumber: DNV 0TG-02, 2011)

Setelah proses pendinginan, dilakukan uji pendingin *offloading* ESD kemudian dapat dilakukan proses transfer. Kecepatan transfer FLNG kemudian meningkat secara bertahap dengan mulai mengoperasikan *LNG Cargo Pumps* secara berurutan sampai tingkat desain transfer 13.000 m³/jam dicapai. Enam (6) *LNG Cargo Tank* biasanya dioperasikan bersamaan dengan dua belas (12) LNG cargo pumps yang dioperasikan secara paralel. Uap yang dihasilkan di dalam tangki LNGC selama transfer akan dikembalikan ke fasilitas FLNG melalui *Vapor Return Arm*. Return vapor diteruskan ke sistem BOG *recovery* melalui *return gas header*. Contoh di mana uap vapor kapal mengandung proporsi dari tekanan gas yang tinggi, return vapor header tersebut dapat diisolasi dengan BOG *header* dan *return vapor* dapat dialirkan ke flare atau dibuang (tertunda pada komposisi gas buangan).

Pada akhir transfer, tingkat transfer LNG secara bertahap menurun sampai nol. Arms kemudian dibersihkan secara keseluruhan sebelum pengkoneksian, dengan menginjeksikan/dimasukkan nitrogen pada arms apex. LNG yang berada pada bagian luar dari arms akan didorong ke LNGC, sedangkan LNG yang ada dibagian dalam arms akan didorong kembali ke kapal FLNG. LNG yang dibersihkan dari arms dikembalikan ke tangki FLNG melalui *spray header* dan begitu juga LNGC. Setelah operasi pembersihan, arms akan dilepas dan ditarik kembali ke tempatnya semula.

Pada akhir operasi pembongkaran, *offloading arms* berada dalam mode *stand-by*, terisolasi dari proses pemanasan and diisi dengan gas nitrogen. Sistem *vapor return* dikembalikan pada saat tidak ada aliran gas *vapor*. LNG cair yang tersisa di LNG *offloading header* dapat dialirkan kembali ke dalam tangki melalui LNG *spray header*.

IV.3.5. Boil-Off Gas Recovery

Tanki kargo LNG biasanya beroperasi pada tekanan yang dapat dikendalikan. BOG dari tangki disalurkan ke BOG KO DRUM melalui header utama dan kemudian dialirkan ke BOG Compressor. Setiap panas yang diserap oleh LNG setelah meninggalkan unit pencairan, menghasilkan *boil-off gas*

(BOG). BOG juga dihasilkan secara terus-menerus dalam tangki, hal ini disebabkan karena:

- Masuknya panas ke dalam tangki.
- LNG *rundown flashing* di tangki masuk.
- Efek piston positif terkait dengan pengisian tangki oleh aliran *rundown*.

Tambahan BOG return diteruskan ke header LNG BOG melalui *vapor return arm* selama pemuatan LNGC. BOG tambahan dihasilkan LNGC karena:

- Masuknya panas ke dalam tangki.
- Efek piston positif terkait dengan LNGC tangki saat proses loading.
- Pengisian LNG *flashing* pada “penguapan” tangki LNGC (pendinginan material dinding tangki).
- Pengisian LNG *flashing* pada inlet tangki karena panas masuk dari pompa kargo dan panas masuk dari ambient ke dalam sistem transfer

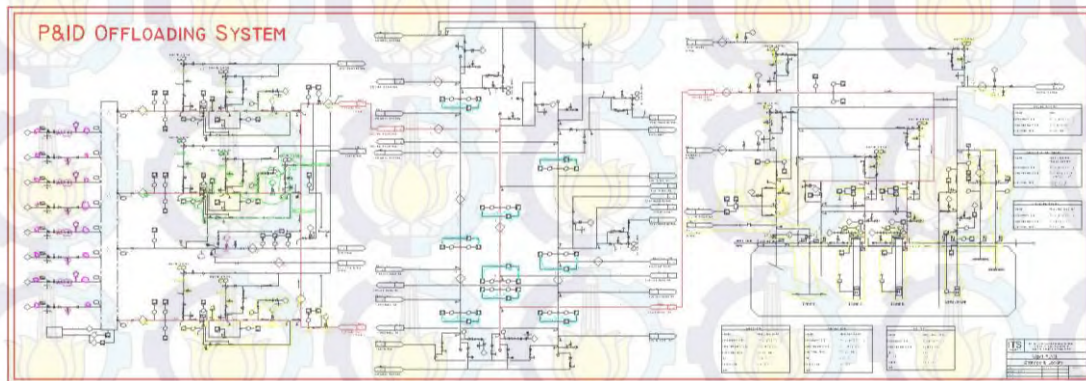
LNGC akan menggunakan kompresor yang bertekanan tinggi dengan tugas/ tujuan untuk memastikan bahwa BOG kembali ke FLNG di areayang cukup untuk mencegah terjadinya tekanan yang akan meningkat di tangki LNGC.

FLNG dirancang untuk mengakomodasi semua gas yang dihasilkan, tanpa pembakaran *flash gas* di LNGC selama transfer FLNG pada tingkat transfer maksimum. Semua BOG yang dihasilkan dalam sistem penyimpanan dan sistem transfer LNG, biasanya digunakan sebagai bahan bakar gas yang dikumpulkan dari *header* BOG dan diteruskan ke Kompresor BOG melalui BOG KO Drum. Selama modus transfer, BOG kompresor menangani BOG dihasilkan dalam Sistem Penyimpanan LNG. Sementara itu selama mode pembongkaran, BOG dihasilkan dalam Sistem penyimpanan LNG terkombinasi dengan kembalinya uap dari LNGC.

IV.4. Identifikasi Bahaya

IV.4.1. Penyusunan P&iD (*Piping and Instalation Diagram*)

P&iD merupakan data terpenting yang harus didapatkan sebelum melakukan identifikasi riisiko dalam proses penelitian. P&iD adalah diagram instrumentasi untuk mengetahui kerja sistem dan peralatan dalam sistem tersebut.



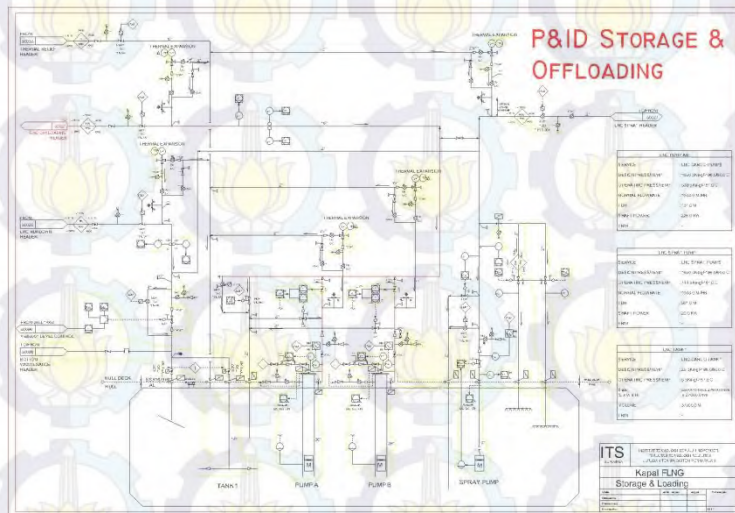
Gambar 4.10. P&ID Sistem Offloading Kapal FLNG

IV.4.2. Pembagian Sub-sistem

Pembagian sub-proses berfungsi untuk mempermudah analisis yang akan dilakukan. Untuk melakukan analisis identifikasi bahaya maka akan dilakukan pembagian sub-sistem yang berfungsi untuk memperkecil ruang lingkup dan mempertajam analisis sehingga memudahkan analisa yang akan kita lakukan pada sub-sistem. Dalam proses transfer LNG akan dibagi kedalam 2 sub-sistem yang pada bagian yang memiliki fungsi berbeda pada setiap sub-system. Penentuan sub-sistem ini ditentukan berdasarkan awal dan akhir pada setiap proses yang terjadi.

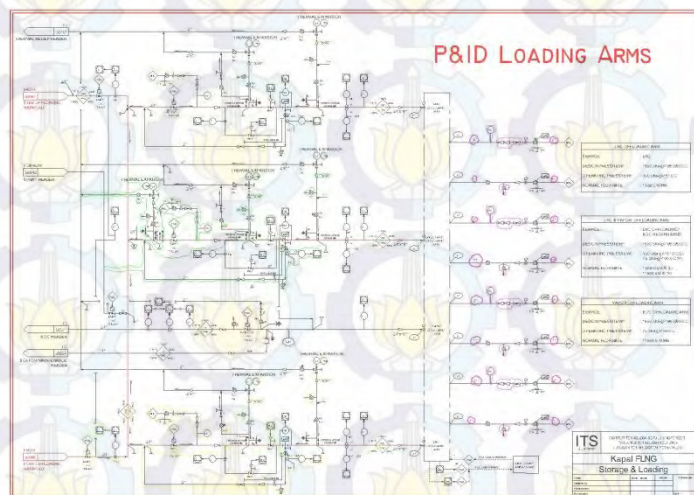
Tabel 4.6. Pembagian Sub-sistem

<i>Sub-system</i>	<i>Sub-system Description</i>
<i>Storage & Offloading LNG</i>	Pada sistem ini meliputi transfer <i>LNG Transfer</i> , <i>LNG Spray Header</i> , <i>LNG Rundown Header</i> dan <i>Thermal Relief Header</i>
<i>Loading Arms</i>	Pada sistem ini meliputi transfer pada <i>STB/ PORT Offloading</i> , <i>Loading Arms 1</i> , <i>Loading Arm 2</i> , <i>Loading Arm 3</i> dan <i>Loading Arm 4</i> .



Gambar 4.11. Sub-sistem (1) Storage and Offloading LNG

Gambar diatas (Sub-sistem 1) adalah proses penyimpanan dari LNG yang telah mengalami proses pendinginan (*Liquefaction*) dari gas menjadi cairan. Selanjutnya akan melakukan proses transfer LNG ke *LNG carrier* dengan menggunakan bantuan 2 Pompa dan mengalirkan LNG ke *Loading Arms* (Sub-sistem 2)



Gambar 4.12. Sub-sistem (2) Loading Arms

Pada gambar diatas (Sub-sistem 1) menjelaskan proses transfer LNG dari sistem instalasi perpipaan ke *Loading Arms*. Setelah menerima LNG dari tangki penyimpanan (sub-sistem 2), LNG tersebut akan masuk ke dalam 3 *Loading Arms*

dan LNG akan ditransfer ke kapal *LNG Carrier*. Sedangkan 1 pipa lainnya akan digunakan untuk menerima uap dari kapal *LNG Carrier*.

IV.4.3. Hazard Identification (HAZID)

HAZID adalah proses pengidentifikasian bahaya, dimana bentuk-bentuk inti dari langkah awal penilaian risiko. Setelah membagi P&ID menjadi dua (2) sub-system yaitu *Storage & Loading* (1) dan *Loading Arms* (2). Adapun tujuan dari pembagian sub-sistem dalam mengidentifikasi bahaya adalah : Memperoleh daftar dari bahaya-bahaya yang digunakan untuk pengevaluasian berikutnya dengan teknik penilaian risiko yang lain. Hal ini lebih dikenal dengan pemilihan penyebab kerusakan. Melakukan evaluasi secara kuantitatif pada bahaya-bahaya yang penting dan ukuran untuk mengurangi risiko dari bahaya tersebut. Hal ini dikenal dengan penilaian risiko.

Tabel 4.7. HAZID Sub-system Storage dan Offloading FLNG

<i>Id.</i>	<i>Hazard</i>	<i>Cause</i>	<i>Possible Consequences</i>	<i>Detection</i>	<i>Safeguards/ Control Measures</i>
<i>1-0</i>	<i>Storage and Loading Pipelines</i>				
<i>1-1</i>	<i>Overfilling of FLNG tank</i>	<i>Lose control from BV-05, BV-07 and BV-08, Control failure (instrument operation) Human error, More supply from other tank</i>	<i>Overpressure (LNG+Vapor) in LNG FLNG Tank, FLNG Tank loaded.</i>	<i>1. Pressure Indicator 2. Temperature Indicator</i>	<i>1. Operational procedures and tank protection system. 2. Add PSD-05, SDV-07 and SDV-08 at BV-05, BV-07 and BV-08. 3. Seal on the flange must be insulated and rigid. 4. LNG Tank must be design to hold overpressure</i>
<i>1-2</i>	<i>LNG tank decreasing temperature</i>	<i>LNG temperature increases, LNG Rundown not operating, Vapour from LNGC (when the transfer process).</i>	<i>Excess pressure tank, could lead to explosion.</i>	<i>1. Temperatur Indicator 2. Pressure Indicator</i>	<i>1. Contained temperature detection for controlling the temperature of LNG tank 2. Seal on the flange must be insulated and rigid. 3. LNG Tank must be design to hold overpressure</i>
<i>1-3</i>	<i>Loss of control during filling LNG to LNG Carrier</i>	<i>Malfunction indicator gauges on the control system at the main station Human error.</i>	<i>Abortion of the filling process in an unsafe state, Overpressure (LNG+Vapor) in LNG Carrier Tank, LNG Carrier Tank loaded.</i>	<i>1. Flow Indicator 2. Flow Transmitter 3. Process Shut Down 4. Hand Indicator Control</i>	<i>1. This has to be addressed in the ESD philosophy 2. Add Flow Indicator and Flow Transmitter at system to detecting LNG flow rate. 3. Add Hand Indicator Valve to stop flow rate.</i>

<i>Id.</i>	<i>Hazard</i>	<i>Cause</i>	<i>Possible Consequences</i>	<i>Detection</i>	<i>Safeguards/ Control Measures</i>
<i>1-4</i>	<i>LNG releases in FLNG onboard</i>	<i>Leakage, Fatigue, improper installation, excessive loads of traffic activities, vibrations</i>	<i>Overpressure in pipelines, jet fire and could lead poll fire</i>	<i>Gas detectors; otherwise vacuum detectors/ monitoring should be adequate and Visual observation</i>	<ol style="list-style-type: none"> <i>1. Add Flow Indicator and Flow Transmitter at system to detecting LNG flow rate.</i> <i>2. Minimise valves/ flanges connection onboard</i> <i>3. Seal on the flange must be insulated and rigid.</i> <i>4. Pipelines must be design to hold overpressure</i>
<i>1-5</i>	<i>Loss of LNG supply capacity</i>	<i>Damage to the pump, pipelines to tank is blocked</i>	<i>Loss of LNG capacity, breakdown of facility's reliability</i>	<i>Flow Indicator</i>	<ol style="list-style-type: none"> <i>1. Add Flow Indicator and Flow Transmitter at system to detecting LNG flow rate.</i> <i>2. Revise the operational manual so as to consider the reliability of the LNGC.</i>
<i>1-6</i>	<i>Damage to Pump-01 or Pump-02</i>	<i>High back pressure to LNG pump at pipelines</i>	<i>Reduce supply LNG to LNG Carrier.</i>	<i>Engine control Room</i>	<i>Planned maintenance pumps</i>
<i>1-7</i>	<i>Overpressure at Thermal relief Header</i>	<i>When BV-01 or BV-02 is blocked, blockage, gas line overpressure which could lead to gas release on flanged or valve</i>	<i>overpressure on pipe, if seal leakage gas release leads to gas explosion and flash fire if any source of fire</i>	<i>Process control and gas detectors at the pipelines</i>	<ol style="list-style-type: none"> <i>1. Ensure that piping system is designed for situation with back-flow atin the system</i> <i>2. Seal on the flange must be insulated and rigid.</i> <i>3. Pipelines must be design to hold overpressure</i>

<i>ID.</i>	<i>Hazard</i>	<i>Cause</i>	<i>Possible Consequences</i>	<i>Detection</i>	<i>Safeguards/ Control Measures</i>
<i>1-8</i>	<i>Overpressure at LNG pipelines</i>	<i>When BV-04 is blocked, Pipelines has increase temperature, gas line overpressure which could lead to gas release on flanged or valve.</i>	<i>Overpressure at pipelines, Lead pressure to LNG Pumps, Could lead to explosion if pipe rupture.</i>	<i>1. Flow Indicator 2. Flow Transmitter 3. Pressure Safety Valve 4. Procces Shutdown</i>	<i>1. Add Pressure Indicator and Transmitter at system to detecting LNG pressure. 2. Add Gas/ Vapor Safety Valve to reduce pressure 3. Seal on the flange must be insulated and rigid. 4. Pipelines must be design to hold overpressure</i>
<i>1-9</i>	<i>LNG blocked on Port Offloading Header Pipelines</i>	<i>When LNG in Port Offloading Header blocked by Strainer (crack corrosion or foreign objects)</i>	<i>Overpressure on pipelines, Temperature LNG increase.</i>	<i>1. Flow Indicator 2. Flow Transmitter 3. Pressure Safety Valve</i>	<i>1. Add Flow Indicator and Flow Transmitter at system to detecting LNG flow rate. 2. Add Gas/ Vapor Safety Valve to reduce pressure 3. Seal on the flange must be insulated and rigid.</i>
<i>1-10</i>	<i>Overpressure at LNG Spray Header pipelines</i>	<i>When BALL-11 is blocked, Pipelines has increase temperature, gas line overpressure which could lead to gas release on flanged or valve.</i>	<i>overpressure on pipe, if seal leakage gas release leads to gas explosion and flash fire if any source of fire</i>	<i>1. Procces Shutdown 2. Pressure Safety Valve</i>	<i>1. Add Pressure Indicator and Transmitter at system to detecting LNG pressure. 2. Add Gas/ Vapor Safety Valve to reduce pressure 3. Seal on the flange must be insulated and rigid. 4. Pipelines must be design to hold overpressure</i>

(Sumber: Hasil Analisa dari P&ID Sistem Offloading Kapal FLNG)

Tabel 4.8. HAZID Loading Arms FLNG

<i>Id.</i>	<i>Hazard</i>	<i>Cause</i>	<i>Possible Consequences</i>	<i>Detection</i>	<i>Safeguards/ Control Measures</i>
2-0	LNG Loading Arms				
2-1	<i>Damage Loading Arms when the connection was decided</i>	<i>Human error and / or technical failures, leading to loss of operational control</i>	<i>Material damage to the arms and possible release of LNG (before LNG has evaporated)</i>	<i>Visual observation/ inspection</i>	<i>SDV at both the FLNG-side and LNGC-side of the filling line; consider possibility to empty loading arm after disconnection</i>
2-2	<i>Leaks from the loading arm during LNG offloading operations</i>	<i>Fabrication or material defects; weld defects and leaking seals</i>	<i>Gas dispersion, leakage.</i>	<i>Visual observation/ inspection</i>	<i>Gas detectors and immediate / automatic shut-down</i>
2-3	<i>Disconnection of the loading arms, with possible damage to equipment and release of LNG</i>	<i>Excessive ship motions due to; failure in mooring, big wave and weather</i>	<i>Gas dispersion and fire</i>	<i>Manual detection</i>	<i>Weak quick connect / disconnect coupler release will minimise damages to the loading arm</i>
2-4	<i>LNG has decreased temperature on loading arms</i>	<i>LNG spray header is not working optimally</i>	<i>LNG will be a small part Vapour pressure increases</i>	<i>Visual observation, control temperatur indicator</i>	<i>Have indicator temperature, to be able to control the temperature of LNG in Loading arms</i>

<i>Id.</i>	<i>Hazard</i>	<i>Cause</i>	<i>Possible Consequences</i>	<i>Detection</i>	<i>Safeguards/ Control Measures</i>
2-5	Overfilling LNG to LNG Carrier	When BV-11 and BV-12 can't close LNG to LNG Carrier. Failure control (Instrument Control)	Overpressure (LNG+Vapor) in LNG Carrier Tank, LNG Carrier Tank loaded.	<ol style="list-style-type: none"> 1. Flow Indicator 2. Flow Transmitter 3. Process Shut Down 4. Hand Indicator Control 	<ol style="list-style-type: none"> 1. Add PSD-11 and PSD-12 at BV-11 and BV-12 to stop LNG flow rate. 2. Add Flow Indicator and Flow Transmitter at system to detecting LNG flow rate. 3. Add Hand Indicator Valve to stop flow rate.
2-6	Overpressure at LNG Pipelines and Loading Arms	When BV-03, BV-04 and BV-05 is blockage, LNG and Loading Arms lines is not cooled by LNG Spray Header.	Overpressure on pipeline, high back pressure to pumps, could lead to explosion if pipe rupture and any source of fire (BLEVE and Jet Fire), leakage on flange.	<ol style="list-style-type: none"> 1. Pressure Indicator 2. Pressure Transmitter 3. Pressure Safety Valve 4. Pressure Gauge 5. Process Shut Down 	<ol style="list-style-type: none"> 1. Add Pressure Indicator and Pressure Transmitter, at Loading Arms system to detecting LNG pressure. 2. Add Pressure Safety Valve to reduce pressure 3. Seal on the flange must be insulated and rigid. 4. Pipelines must be design to hold overpressure

<i>Id.</i>	<i>Hazard</i>	<i>Cause</i>	<i>Possible Consequences</i>	<i>Detection</i>	<i>Safeguards/ Control Measures</i>
2-7	More Temperature at LNG Pipelines and Loading Arms	LNG pipelines and Loading Arms pipelines is not cooled by LNG Spray Header, Overpressure which could lead to more temperature, Failure control by operator	Overpressure on pipelines and flange	<ol style="list-style-type: none"> 1. Temperature Indicator 2. Temperature Transmitter 3. Pressure Safety Valve 	<ol style="list-style-type: none"> 1. Add Temperature Indicator and Transmitter, at Loading Arms system to detecting LNG Temperature. 2. Add Gas/Vapor Safety Valve to reduce pressure 3. Seal on the flange must be insulated and rigid. 4. Pipelines must be design to hold overpressure
2-8	Excess Vapor from LNGC	When more vapor from LNG Carrier to FLNG	Overpressure on FLNG tank which could lead to explosion. Rupture on pipe	<ol style="list-style-type: none"> 1. Flow Indicator 2. Flow Transmitter 3. Process Shut Down 4. Pressure Safety Valve 	<ol style="list-style-type: none"> 1. Add ESDV-06 at BV-06 to stop vapor flow rate. 2. Add Gas/Vapor Safety Valve to reduce pressure 3. Add Flow Indicator and Flow Transmitter at system to detecting vapor flow rate. 4. Seal on the flange must be insulated and rigid. 5. Pipelines must be design to hold overpressure

<i>Id.</i>	<i>Hazard</i>	<i>Cause</i>	<i>Possible Consequences</i>	<i>Detection</i>	<i>Safeguards/ Control Measures</i>
2-9	LNG blocked on Loading Arms	When LNG in Loading Arms blocked by Strainer (crack corrosion or foreign objects)	Overpressure on loading arms, could lead to leakage and explosion if pipe rupture	1. Flow Indicator 2. Flow Transmitter 3. Pressure Gauge 4. Pressure Safety Valve	1. Add Flow Indicator and Flow Transmitter at system to detecting LNG flow rate. 2. Add Gas/ Vapor Safety Valve to reduce pressure 3. Seal on the flange must be insulated and rigid. 4. Pipelines design to hold overpressure
2-10	Leakage at Loading Arms connection	When Loading Arms FLNG and LNG Carrier Arms/ Manifold lose Connection when offloading going on,	Leakage at sea which could lead to pool fire or jet fire, Pollute the environment.	Visual observation/ inspection	1. Add Quick Connection and Disconnect Connection to stop LNG flow rate. 2. Add Process Shut Down to stop LNG flow rate.

(Sumber: Hasil Analisa dari P&ID Sistem Offloading Kapal FLNG)

IV.4.5. Analisa Frekuensi

Dalam analisa risiko terhadap sistem, terlebih dahulu dilakukan langkah analisa frekuensi dimana pada analisa ini akan diketahui intensitas kegagalan pada setiap komponen. Dengan menggunakan metode FTA analisa frekuensi akan dilakukan untuk nilai initiating event pada masing-masing komponen dasar dari sistem yang ada. Dalam perhitungan pada FTA dimasukkan nilai *release rate* LNG untuk mengetahui *Ignition Probabilities* pada suatu komponen yang berdasar pada data-data kejadian yang sudah pernah terjadi. Adapun data kegagalan diperoleh dari *Proces Release Frequencies* pada *International Association of Oil & Gas producers (OGP)*. Nilai frekuensi terjadinya kegagalan pada komponen dapat dilihat pada tabel berikut:

Tabel 4.9. Initiating Event Leakage at Components

Equipment	Diameter Size	Frequency/ Year			
		2"	12"	18"	24"
<i>Ball Valve (Manual)</i>	10 - 50 mm	0,0000049	0,0000065	0,0000080	0,0000094
	50 - 150 mm	-	0,0000012	0,0000015	0,0000018
	> 150 mm	-	0,0000017	0,0000019	0,0000021
<i>Globe Valves (Manual)</i>	10 - 50 mm	0,0000049	0,0000065	0,0000080	0,0000094
	50 - 150 mm	-	0,0000012	0,0000015	0,0000018
	> 150 mm	-	0,0000017	0,0000019	0,0000021
<i>Butterfly Valve (Manual)</i>	10 - 50 mm	0,0000049	0,0000065	0,0000080	0,0000094
	50 - 150 mm	-	0,0000012	0,0000015	0,0000018
	> 150 mm	-	0,0000017	0,0000019	0,0000021
<i>PSD, ESDV & Relief Valve (Actuated)</i>	10 - 50 mm	0,000030	0,000018	0,000017	0,000017
	50 - 150 mm	-	0,0000024	0,0000023	0,0000022
	> 150 mm	-	0,0000060	0,0000059	0,0000059
<i>Flange</i>	10 - 50 mm	0,0000060	0,0000047	0,0000066	0,0000088
	50 - 150 mm	-	0,00000061	0,00000087	0,0000011
	> 150 mm	-	0,0000017	0,0000018	0,0000019
<i>Centrifugal Pump</i>	10 - 50 mm	0,00092	0,00092	0,00092	0,00092
	50 - 150 mm	0,000039	0,000039	0,000039	0,000039
	> 150 mm	0,000015	0,000015	0,000015	0,000015
<i>Steel Process Pipes</i>	10 - 50 mm	0,0000070	0,0000024	0,0000024	0,0000024
	50 - 150 mm	-	0,00000037	0,00000036	0,00000036
	> 150 mm	-	0,00000017	0,00000017	0,00000016

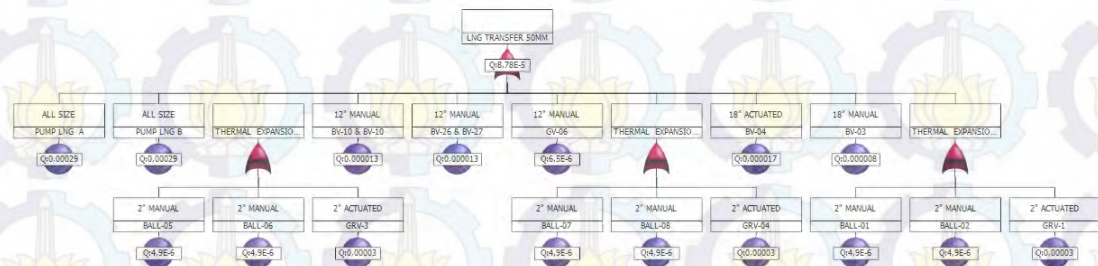
(Sumber: Data Process Release Frequency OGP, 2010)

IV.4.5.1 Perhitungan Frekuensi *Hazard Identification* pada tiap sub-sistem.

A. Sub-sistem *Storage & Loading*

Setelah data frekuensi kegagalan diperoleh, maka selanjutnya dilakukan perhitungan FTA dengan menggunakan nilai *process release frequency* terhadap kegagalan dari identifikasi bahaya terhadap tiap sub-sistem. Untuk memudahkan perhitungan setiap komponen tiap jalur LNG, maka jalurnya dipisahkan untuk memudahkan perhitungan FTA. Berikut kami tampilkan perhitungan kegagalan komponen pada sub-sistem *Storage & Loading*.

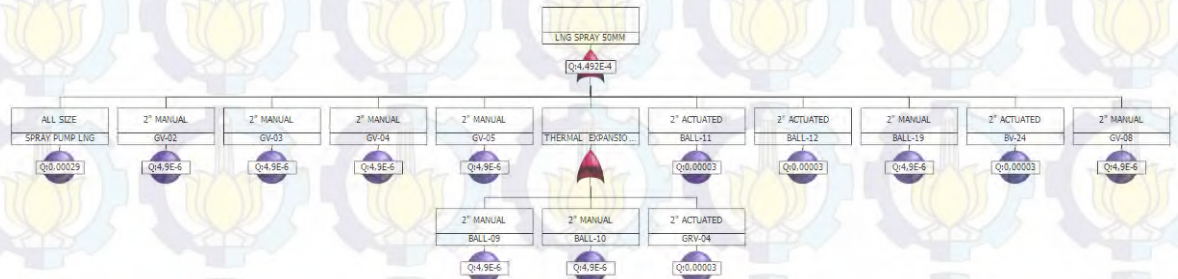
- *LNG Transfer*



Gambar 4.13. LNG Transfer Hole 50 mm

Gambar di atas Menunjukkan perhitungan simulasi kebocoran 50 mm pada jalur “*LNG Transfer*” dari tangki LNG ke *Loading Arms*. Dimana dalam jalur ini terdapat banyak komponen yaitu *LNG Pump*, *Ball Valve*, *Globe Valve*, *Gas Relief Valve* dan *Batterfly Valve*. Adapun spesifikasinya dan jumlah dari peralatan, akan kami tampilkan pada lampiran.

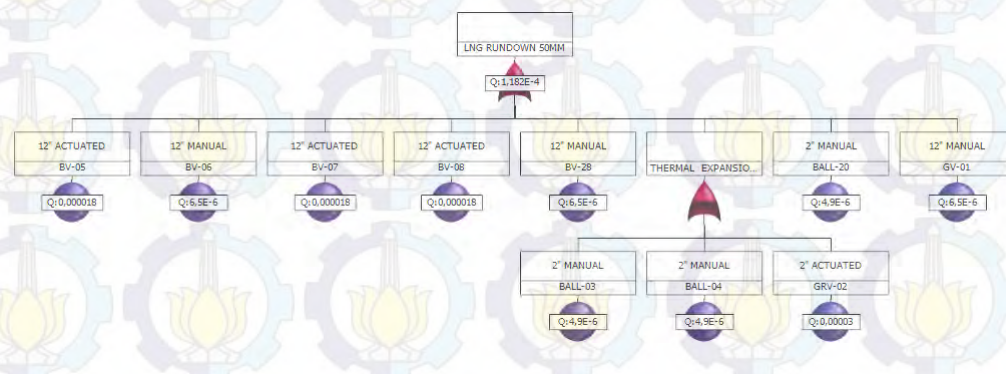
- *LNG Spray Header*



Gambar 4.14. LNG Spray Header Hole 50 mm

Gambar di atas Menunjukkan perhitungan simulasi kebocoran 50 mm pada jalur “LNG Spray Header”. Dimana dalam jalur ini terdapat banyak komponen yaitu *LNG Spray Pump, Ball Valve, Globe Valve, Gas Relief Valve dan Butterfly Valve*. Adapun spesifikasinya dan jumlah dari peralatan, akan kami tampilkan pada lampiran.

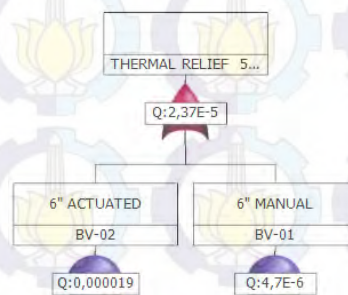
- *LNG Rundown Header*



Gambar 4.15. LNG Rundown Hole 50 mm

Gambar di atas Menunjukkan perhitungan simulasi kebocoran 50 mm pada jalur “LNG Rundown”. Dimana dalam jalur ini terdapat banyak komponen yaitu *Ball Valve, Globe Valve, Gas Relief Valve dan Butterfly Valve*. Adapun spesifikasinya dan jumlah dari peralatan, akan kami tampilkan pada lampiran.

- *Thermal Relief Header*



Gambar 4.16. Thermal Relief Hole 50 mm

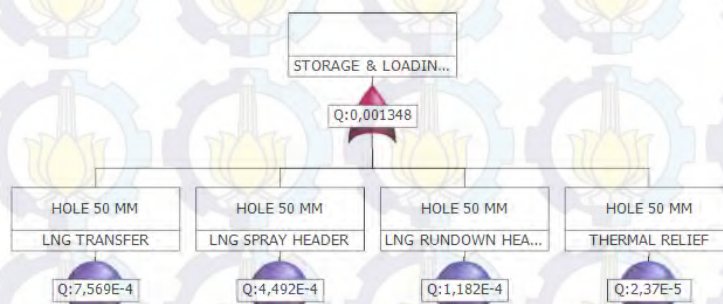
Gambar di atas Menunjukkan perhitungan simulasi kebocoran 50 mm pada jalur “Thermal Relief”. Dimana dalam jalur ini terdapat komponen *Butterfly Valve*. Adapun spesifikasinya dari peralatan, akan ditampilkan pada lampiran.

Tabel 4.10. Frequency Hazard Identification Sub-system Storage & Loading

Storage & Loading Sub-System	Leakage Frequency/ Year		
	50 mm	100 mm	200 mm
LNG Transfer	0,0007569	0,0000878	0,0000463
LNG Spray Header	0,0004492	0,000039	0,000015
LNG Rundown	0,0001182	0,0000108	0,0000231
Thermal Relief	0,0000237	0,000009	0

Tabel di atas merupakan hasil perhitungan dari frekuensi kegagalan komponen pada *top event* LNG transfer, LNG spray header, LNG rundown, dan thermal relief, pada bukaan 50 mm, 100 mm dan 200 mm.

- Sub-system Storage & Loading



Gambar 4.17. Frekuensi Release Rate Sub-sistem Storage & Loading 50 mm

Setelah melakukan perhitungan pada setiap jalur dari dan ke tangki LNG, selanjutnya dilakukan perhitungan pada *top event* Sub-sistem Storage & Loading. Dengan cara menginput nilai dari LNG transfer, LNG spray header, LNG rundown, dan thermal relief.

- Sub-sistem Loading Arms

Setelah data frekuensi kegagalan diperoleh, maka selanjutnya dilakukan perhitungan FTA dengan menggunakan nilai *process release frequency* terhadap kegagalan dari identifikasi bahaya terhadap tiap sub-sistem. Untuk memudahkan perhitungan setiap komponen tiap jalur LNG maka jalurnya dipisahkan sehingga memudahkan perhitungan FTA. Berikut kami tampilkan perhitungan kegagalan komponen pada sub-sistem loading arms.

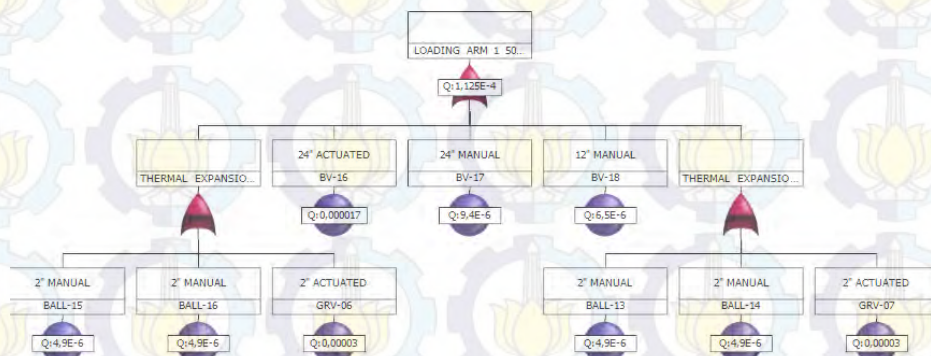
- STBD/ PORT Offloading



Gambar 4.18. STBD/ PORT Offloading Hole 50 mm

Gambar di atas Menunjukkan perhitungan simulasi kebocoran 50 mm pada jalur “STBD/ PORT Offloading”. Dimana dalam jalur ini terdapat komponen *Butterfly Valve*. Adapun spesifikasinya dan jumlah dari peralatan, akan kami tampilkan pada lampiran.

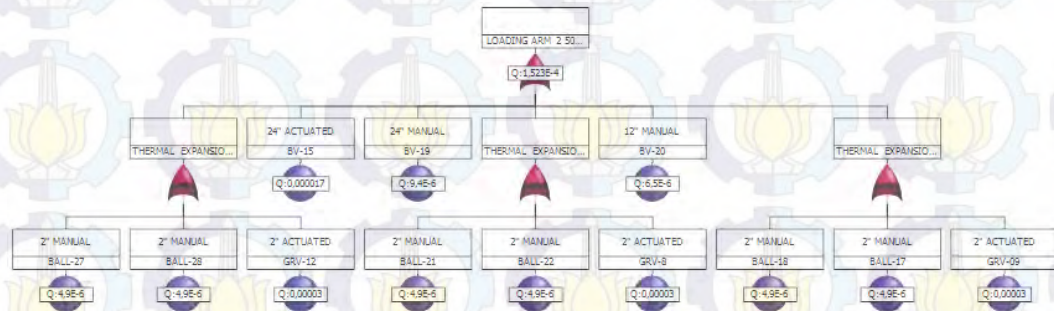
- Loading Arm 1



Gambar 4.19. Loading Arm 1 Hole 50 mm

Gambar di atas Menunjukkan perhitungan simulasi kebocoran 50 mm pada jalur “Loading Arm 1”. Dimana dalam jalur ini terdapat beberapa komponen yaitu *Ball Valve*, *Gas Relief Valve* dan *Butterfly Valve*. Adapun spesifikasinya dan jumlah dari peralatan, akan kami tampilkan pada lampiran.

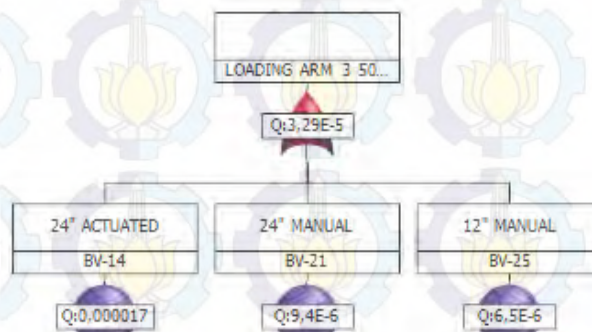
- *Loading Arm 2*



Gambar 4.20. Loading Arm 2 Hole 50 mm

Gambar di atas Menunjukkan perhitungan simulasi kebocoran 50 mm pada jalur “Loading Arm 2”. Dimana pada jalur ini terdapat beberapa komponen yaitu *Ball Valve*, *Gas Relief Valve* dan *Butterfly Valve*. Adapun spesifikasinya dan jumlah dari peralatan, akan kami tampilkan pada lampiran.

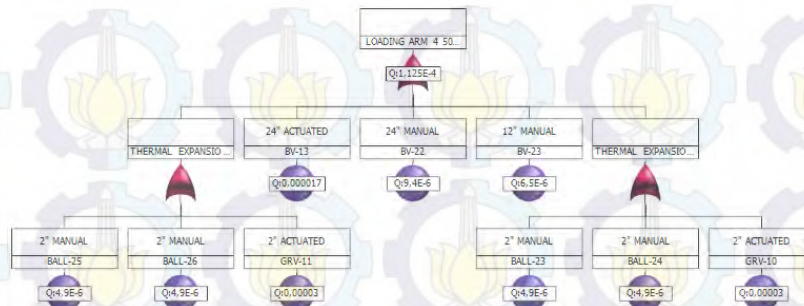
- *Loading Arm 3*



Gambar 2.21. Loading Arm 3 Hole 50 mm

Gambar di atas Menunjukkan perhitungan simulasi kebocoran 50 mm pada jalur “Loading Arm 3”. Dimana dalam jalur ini terdapat komponen yaitu *Ball* *Butterfly Valve*. Adapun spesifikasinya dan jumlah dari peralatan, akan kami tampilkan pada lampiran.

- Loading Arm 4



Gambar 2.22. Loading Arm 4 Hole 50 mm

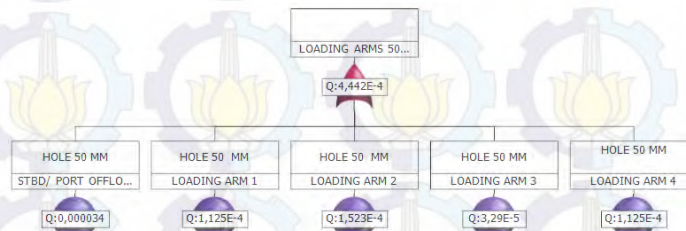
Gambar diatas Menunjukkan perhitungan simulasi kebocoran 50 mm pada jalur “Loading Arm 4”. Dimana dalam jalur ini terdapat banyak komponen yaitu *Ball Valve*, *Gas Relief Valve* dan *Batterfly Valve*. Adapun spesifikasinya dan jumlah dari peralatan, akan kami tampilkan pada lampiran.

Tabel 4.11. Frequency Hazard Identification Sub-system Loading Arms

Loading Arms Sub-System	Leakage Frequency/ Year		
	50 mm	100 mm	200 mm
<i>STBD/PORT Offloading</i>	0,000034	0,0000044	0,0000118
<i>Loading Arm 1</i>	0,0001125	0,000005	0,0000097
<i>Loading Arm 2</i>	0,0001523	0,000005	0,0000097
<i>Loading Arm 3</i>	0,0000329	0,000005	0,0000097
<i>Loading Arm 4</i>	0,0001125	0,000005	0,0000097

Tabel di atas merupakan hasil perhitungan dari frekuensi kegagalan komponen pada *top event STBD/ PORT offloading*, *loading arm 1*, *loading arm 2*, *loading arm 3* dan *loading arm 4* pada bukaan 50 mm, 100 mm dan 200 mm.

- *Sub-system Loading Arms*



Gambar 2.23. Frekuensi Release Rate Sub-system Loading Arms Hole 50 mm

Setelah melakukan perhitungan pada setiap jalur dari dan ke tangki LNG, selanjutnya dilakukan perhitungan pada *top event* Sub-sistem *Loading Arms*. Dengan cara menginput nilai *top event* *STBD/ PORT offloading*, *loading arm 1*, *loading arm 2*, *loading arm 3* dan *loading arm 4*.

Tabel 4.12. Frequency Release Rate Sub-system Offloading Transfer

Sub-System	Leakage Frequency/ Year		
	50 mm	100 mm	200 mm
<i>Storage & Loading</i>	0,001348	0,0001466	0,0000844
<i>Loading Arms</i>	0,0004442	0,0000244	0,0000506

Tabel diatas adalah hasil perhitungan *frekuensi release rate* pada sub-sistem transfer LNG, dimana nilai tersebut akan digunakan untuk mendapatkan kemungkinan terjadinya *jetfire*, *flash fire*, *explosion* dan *gas dispersion* pada setiap susbsistem.

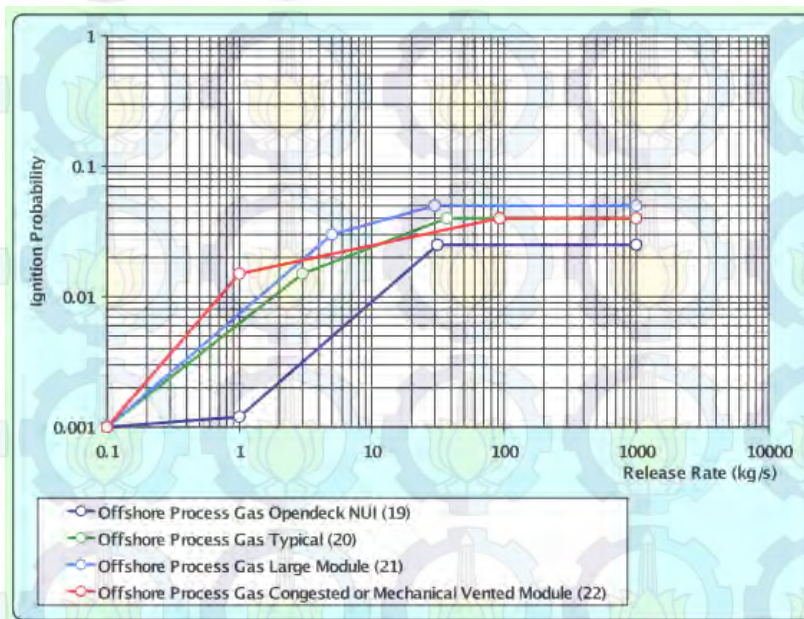
- Perhitungan *Event Tree Analysis (ETA)*

Sebelum kita melakukan perhitungan dengan menggunakan ETA, kita harus mendapatkan nilai *Ignition probability* berdasarkan gas yang terilis pada bocoran pipa. Berdasarkan data *Standart Internasional Association Oil and Gas Producers (OGP)*, diperoleh data sebagai berikut :

Tabel 4.13. Ignition probability vs Release Rate

Type Hole	Diameter Size	Release Rate (kg/s)	Ignition Probability
Small	50	20	0,050
Medium	100	50	0,050
Large	200	100	0,050

(Sumber: Ignition Probability OGP, 2010)



Gambar 4.24. Ignition Probability vs Release Rate Graphic Offshore Process Gas Large Module

(Sumber: Ignition Probability OGP, 2010)

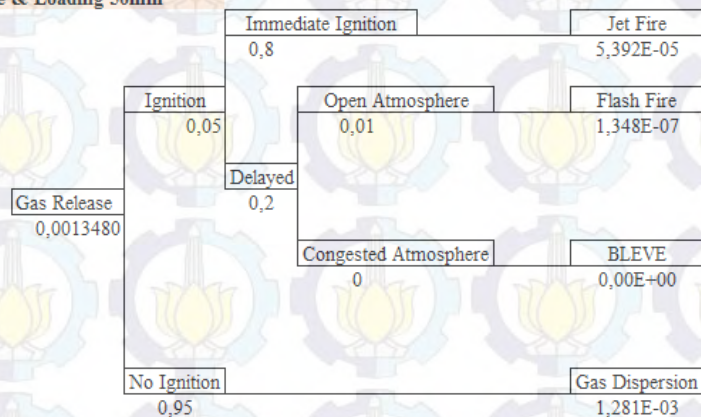
Sedangkan untuk terjadinya *gas explosion dan flash fire* berdasarkan *Chemical Engineering Transaction Vol. 36 2004*, pada publikasi *Risk Analysis of LNG Terminal*, sebagai berikut :

Tabel 4.14. Explosion & Flash Fire probability vs Release Rate

Flammable Mass (kg)	Explosion Probability	Flash Fire Probability
< 100	0	0,01
100 - 1000	0,001	0,003
> 1000	0,03	0,1

Selanjutnya melakukan analisa ETA pada *nilai frekuensi release rate* untuk masing-masing sub-sistem pada kebocoran 50 mm, 100 mm dan 200 mm. Hal ini dilakukan untuk mengetahui kemungkinan bahaya *jetfire*, *flash fire*, *explosion* dan *gas dispersion* akan terjadi. Nilai *frequency release rate* tersebut dikalikan dengan *ignition probability*. Berikut kami tampilkan uraiannya.

Storage & Loading 50mm



Gambar 4.25. Event Tree Analysis Gas Release Storage & Loading Hole 50mm

Tabel 4.15. Frekuensi Hazard Identification Storage & Loading Sub-system

Hole	Gas Release	Jet Fire	Flash Fire	Explosion	Gas Dispersion
50 mm	1,348E-03	5,392E-05	1,348E-07	-	1,281E-03
100 mm	1,466E-04	5,864E-06	1,466E-08	-	1,393E-04
200 mm	8,440E-05	3,376E-06	2,532E-09	8,44E-10	8,018E-05

Tabel 4.16. Frekuensi *Hazard Identification Loading Arms Sub-system*

<i>Hole</i>	<i>Gas Release</i>	<i>Jet Fire</i>	<i>Flash Fire</i>	<i>Explosion</i>	<i>Gas Dispersion</i>
50 mm	4,442E-04	1,777E-05	4,442E-08	-	4,220E-04
100 mm	2,440E-05	9,760E-07	2,440E-09	-	2,318E-05
200 mm	5,060E-05	2,024E-06	1,518E-09	5,06E-10	4,807E-05

Tabel di atas adalah hasil perhitungan frekuensi *release rate* pada sub-sistem transfer *offloading* LNG, dimana nilai perhitungan adalah frekuensi kemungkinan terjadinya *jetfire*, *flash fire*, *explosion* dan *gas dispersion* pada sub-sistem *storage & loading* dan *loading arms*.

IV.4.6. Analisa konsekuensi

Setelah melakukan identifikasi risiko dengan HAZID, selanjutnya akan dilakukan analisa konsekuensi yang ditimbulkan setiap simulasi. Simulasi akan dilakukan dengan bantuan software ALOHA. *Output* dari hasil ALOHA berupa kebocoran pada pipa yang mengangkut LNG yang mengakibatkan bahaya terhadap fasilitas FLNG. Hasil akan menunjukkan area yang terpapar radiasi panas atau persebaran area berbahaya yang dapat mengakibatkan korban crew.

IV.4.6.1. *Compatibility Matrix*

Skenario konsekuensi yang mungkin terjadi pada LNG transfer dijabarkan dalam *compatibility matrix*, sebagai berikut :

Tabel 4.17. *Compatibility Matrix*

<i>Scenario</i>	<i>Hole</i>	<i>Sub-system</i>	
		<i>Storage & Loading</i>	<i>Loading Arms</i>
<i>Jetfire</i>	50 mm	YES	YES
	100 mm	YES	YES
	200 mm	YES	YES
<i>Flash Fire</i>	All Hole	NO	NO
<i>Explosion</i>	Hole 200	YES	YES
<i>Gas Dispersion</i>	50 mm	YES	YES
	100 mm	YES	YES
	200 mm	YES	YES

Penyebab terjadinya *jetfire*, *flash fire*, *explosion* dan *gas dispersion*, sebagai berikut :

- *Jetfire*

Jetfire adalah semburan api yang terjadi karena besarnya tekanan pada pipa LNG, semburan LNG akan terbakar ketika *flammability range* pada udara lebih dari 5-15%. Apabila melewati batas tersebut maka akan menghasilkan *jetfire*.

- *Flash Fire*

Flash fire (kilatan api), dibentuk oleh adanya kumpulan *flammable vapour* yang terbakar oleh sumber api. *Flammable vapour* dapat terbentuk dari 2 (dua) kejadian, pertama adalah *gas dispersion* dan yang kedua adalah terdapat kumpulan hidrokarbon atau LNG dalam fase cair yang membentuk *pool*. Jika genangan (*pool*) berubah fasa menjadi *vapour* dan ternyalakan oleh sumber api. Maka akan terjadi *flash fire*. Dalam skenario pada perhitungan frekuensi terdapat nilai kejadian *flash fire* akan tetapi nilainya sangat kecil yaitu diatas 0,0000001 (E-07). Sehingga, kemungkinan untuk terjadinya *flash fire* dapat diabaikan.

- *Explosion*

Dalam *compatibility matrix* pada tabel di atas skenario *explosion* hanya terjadi pada skenario *kebocoran 200 mm*. Hal ini disebabkan karena pada skenario kebocoran 200 menghasilkan *release rate* pada gas sebesar 100 kg/s yang memiliki nilai *probability explosion* 0,001. Adapun skenario 50 mm dan 100 mm tidak terjadi karena *release ratenya* kurang dari 100 kg/s, *explosion* terjadi apabila terdapat 3 (tiga) kriteria yaitu :

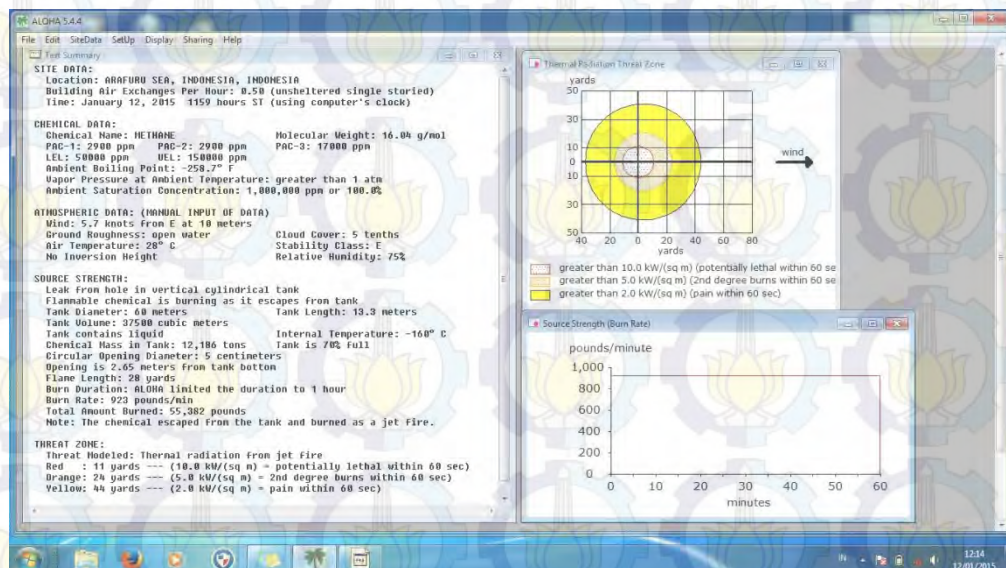
- Terdapat dua fasa LNG dalam tangki, yaitu cair dan *vapour*.
- Temperatur dalam tangki meningkat pada kisaran 37.8°C pada tekanan 2.76 bar (40 psia) sehingga, terbentuk *vapour*.
- Temperatur lingkungan lebih panas dari 37.8°C, baik disebabkan oleh peningkatan suhu lingkungan secara natural maupun terdapat alat yang mengeluarkan panas yang berada di dekat tangki LNG.

Dalam pengoperasiannya, tangki pada fasilitas LNG bekerja pada tekanan atmosfer 1 bar dengan suhu penyimpanan LNG -160°C . Sedangkan, tangki dapat menerima tekanan maksimal hingga 15 bar. Ditambah dengan suhu lingkungan hanya sekitar 28°C .

- Gas Dispersion

Gas dispersion pada jalur pipa LNG sangat mungkin terbentuk. Hal ini disebabkan oleh LNG yang didistribusikan pada jalur pipa berbentuk fasa cair, karena sifat LNG yang tidak berbau dan tidak berwarna dan cepat menguap pada open atmosfer mengakibatkan terjadinya gas dispersion tapi dengan syarat LNG yang tumpah pada jumlah yang banyak.

IV.4.6.2. Skenario *Jetfire*



Gambar 4.26. Simulasi *Jetfire* Kebocoran 50 mm

Jetfire adalah kebakaran akibat difusi turbulen yang dihasilkan dari pembakaran bahan bakar yang terus keluar dari tangki atau pipa yang memiliki tekanan tinggi. *Jetfire* dapat timbul akibat pelepasan gas/ cairan LNG, fase gas yang bercampur dengan fase cair dan fase cair murni. Pada gambar diatas menunjukkan area thermal radiation dari sumber *jetfire* pada diameter lubang 50 mm. Senyawa kimia yang terbakar adalah gas metane, sedangkan arah angin datang dari timur. Lama durasi waktu *realese* 1 jam dengan *burn rate* 923

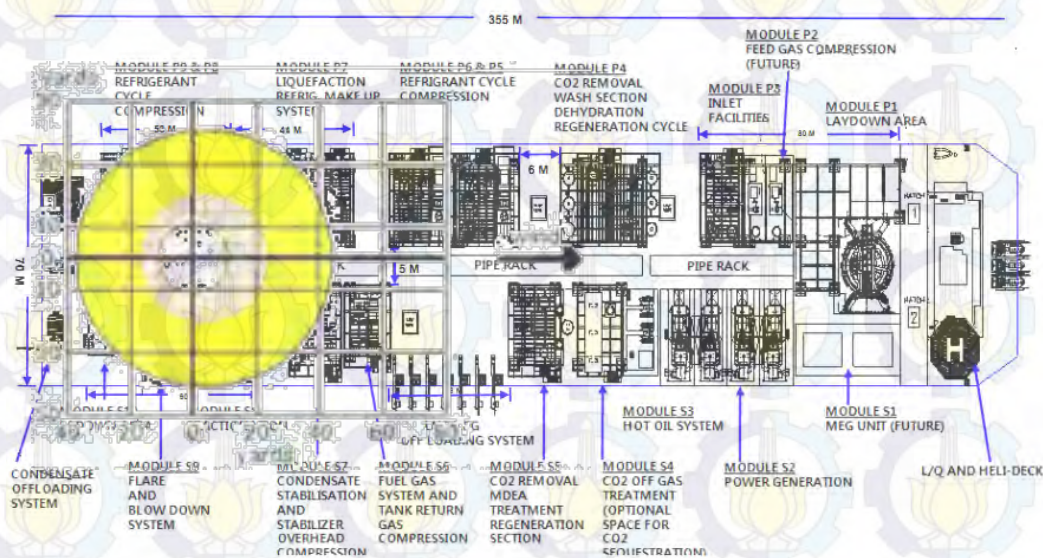
pounds/min dan total *burn* 55,382 pounds. Dampak yang disebabkan dari titik kebocoran simulasi dapat dilihat pada *threat zone*, sebagai berikut :

- *Red Threat Zone* jarak persebaran 10 meter (10 kW/sq m)
- *Orange Threat Zone* jarak persebaran 22 meter (5 kW/sq m)
- *Yellow Threat Zone* jarak persebaran 40 meter (2 kW/sq m)

Sehingga untuk tiga kategori sebaran *jetfire* tersebut dapat menyebabkan kematian dan gangguan pernapasan, karena kandungan LNG metane (91 % mol), propane (4,9 % mol), ethane (1,7% mol), butane (2,1 % mol) dan pentane (0,3 % mol) yang diketahui sangat berbahaya pada kondisi tertentu (apabila terlalu banyak menghirup metane). Berikut batas bahaya pada skenario *jetfire* :

- *Yellow Threat Zone* dengan jumlah gas yang terilis sebanyak 2900 ppm dapat menyebabkan gangguan pernafasan pada pekerja
- *Orange Threat Zone* dengan gas yang terilis sebanyak 2900 ppm dapat menyebabkan gangguan pernafasan pada pekerja
- *Red Threat Zone* dengan jumlah gas yang terilis sebanyak 17000 ppm dapat menyebabkan kematian.

Setelah mendapatkan gambar *jetfire*, gambar tersebut akan di plotkan pada gambar *General Arrangement* FLNG dengan hasil tampilan sebagai berikut :



Gambar 4.27. Simulasi *Jetfire* Kebocoran 50 mm pada Kapal FLNG

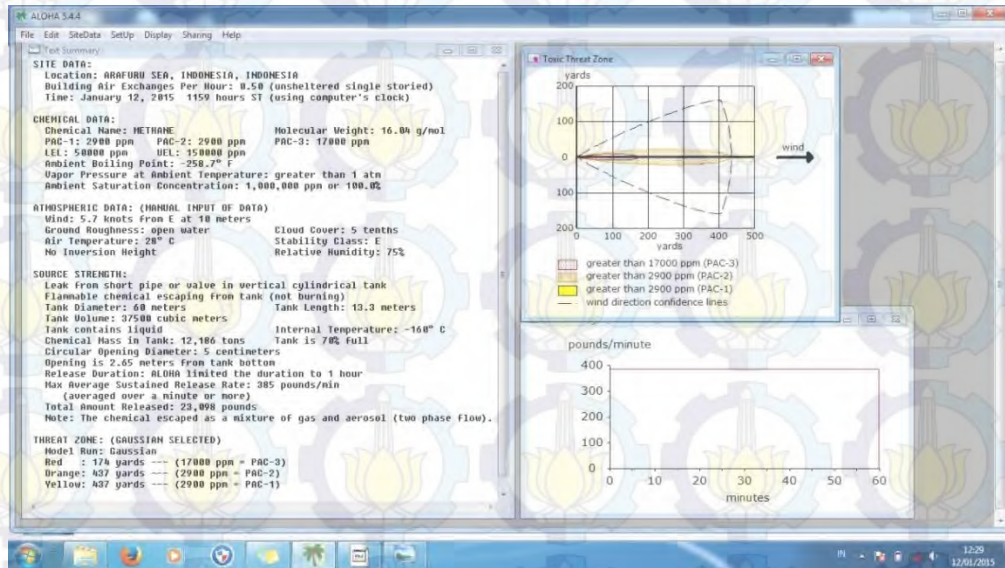
Setelah memasukkan gambar *jetfire* pada fasilitas FLNG, maka kita akan mengetahui dampak konsekuensi terhadap manusia apabila skenario tersebut terjadi. Dengan perhitungan berdasarkan pada penentuan tugas dan jumlah crew pada setiap unit fasilitas yang bekerja pada fasilitas FLNG. Hasil simulasi ditampilkan sebagai berikut :

Tabel 4.18. Dampak *Jetfire* Terhadap Manusia

<i>Bore Size</i>	<i>Victim</i>			<i>Radius (Meters)</i>
	<i>Dead</i>	<i>Burn</i>	<i>Blown</i>	
50 mm	0			10
		1		22
			3	40
100 mm	1			16
		2		41
			4	77
200 mm	1			27
		3		77
			6	150

Pada tabel diatas ditampilkan dampak yang diakibatkan skenario *jetfire* pada kebocoran 50 mm dengan korban 4 orang terpapar dengan radius 40 meter, 100 mm dengan korban 7 orang terpapar dengan radius 77 meter dan 200 mm dengan jumlah korban 10 terpapar dengan radius 150 meter. Dengan data pada tabel di atas kita dapat menentukan korban dan area yang terdampak pada skenario *jetfire* berdasarkan fasilitas tempat crew saat bekerja.

IV.4.6.3. Skenario *Gas Dispersion*



Gambar 4.28. Simulasi *Gas Dispersion* Kebocoran 50 mm

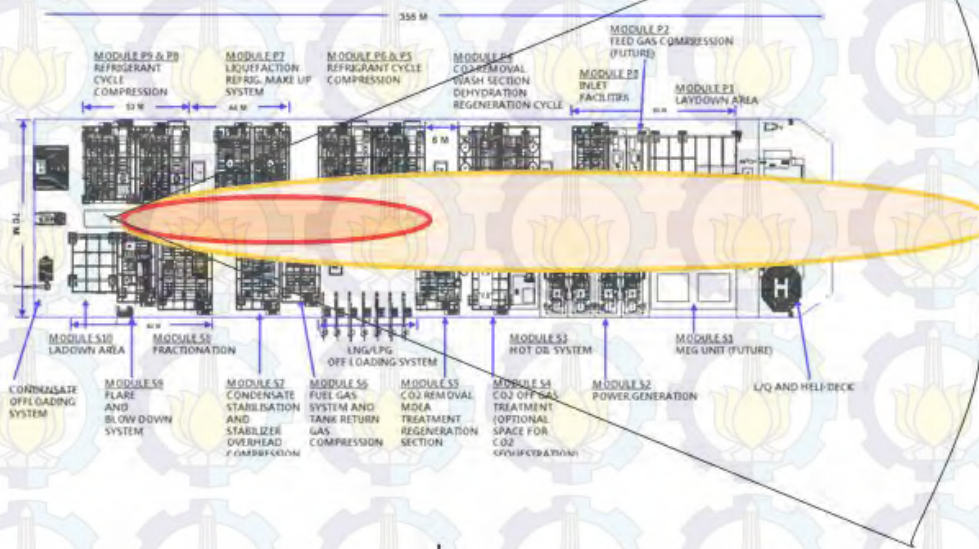
Gas Dispersion adalah persebaran area dari *vapor cloud*. Pada gambar diatas menunjukkan area sebaran awan uap. Senyawa kimia yang terelase adalah metane, sedangkan arah angin datang dari timur. Lama durasi waktu *realese* 60 menit dengan release maximal 386 pounds/min dan *total release* 23,098 pounds. Dampak yang disebabkan dari titik kebocoran skenario dapat dilihat pada *threat zone*, berikut ini :

- *Red Thread Zone* jarak persebaran 159 meter
- *Orange Threat Zone* jarak persebaran 400 meter
- *Yellow Threat Zone* jarak persebaran 400 meter

Sehingga untuk tiga kategori sebaran uap awan tersebut dapat menyebabkan gangguan pernapasan bahkan kematian, karena kandungan LNG metane (91 % mol), propane (4,9 % mol), ethane (1,7% mol), butane (2,1 % mol) dan pentane (0,3 % mol) yang diketahui sangat berbahaya pada kondisi tertentu (apabila terlalu banyak menghirup metane). Berikut batas bahaya pada skenario *gas dispersion* :

- *Yellow Threat Zone* dengan gas yang terilis sebanyak 2900 ppm
- *Orange Threat Zone* dengan gas yang terilis sebanyak 2900 ppm
- *Red Threat Zone* dengan gas yang terilis sebanyak 17000 ppm

Setelah mendapatkan gambar gas dispersion, maka gambar tersebut akan di plotkan pada gambar *General Arrangement* FLNG dengan hasil tampilan sebagai berikut :



Gambar 4.29. Simulasi Gas Dispersion pada FLNG Kebocoran 50 mm

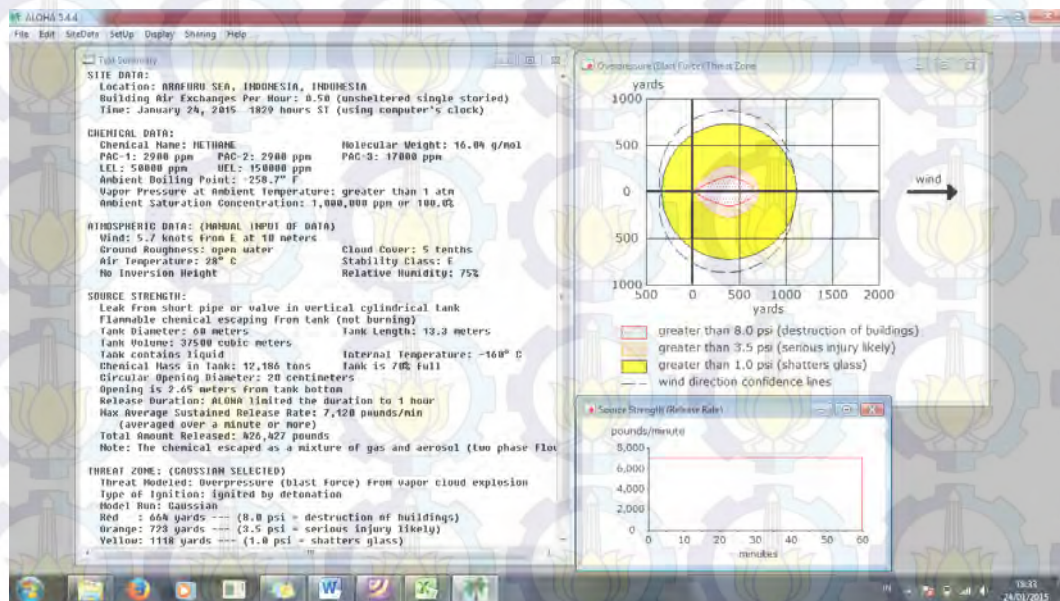
Setelah memasukkan gambar gas dispersion pada fasilitas FLNG, maka kita dapat mengetahui dampak konsekuensi terhadap manusia apabila skenario terjadi. Perhitungan berdasarkan penentuan tugas dan jumlah crew pada setiap unit fasilitas yang berada pada fasilitas FLNG. Berikut hasil simulasi :

Tabel 4.19. Dampak Gas Dispersion Terhadap Manusia

Bore Size	Victim		Radius (Meters)
	Dead	Blown	
50 mm	0		159
		0	400
100 mm	0		326
		0	856
200 mm	0		749
		0	1189

Pada tabel di atas menunjukkan telah terjadi *gas dispersion* pada kebocoran 50 mm dengan radius 400 meter, 100 mm dengan radius 856 meter dan 200 mm dengan radius 1189 meter. Tetapi dari ketiga skenario diatas maksimum gas yang terilis hanya 17000 ppm (tidak berbahaya), dikatakan berbahaya apabila gas terilis ≥ 50000 ppm yang dapat membuat gangguan pernapasan pada manusia. Sehingga pada tabel diatas tidak ada korban terdampak pada skenario *gas dispersion*.

IV.4.6.4. Explosion / Blast Force



Gambar 4.30. Simulasi Explosion Kebocoran 200 mm

Explosion adalah ledakan yang terjadi akibat dari kabut uap gas yang meledak. Pada gambar diatas menunjukkan area sebaran awan uap. Senyawa kimia yang terelease adalah metane, sedangkan arah angin datang dari timur. Lama durasi waktu *realese* 60 menit dengan release maksimal 7,120 pounds/min dan total *release* 426,427 pounds. Dampak yang disebabkan dari titik kebocoran skenario dapat dilihat pada *threat zone*, berikut ini :

- *Red Threat Zone* jarak persebaran 607 meter
- *Orange Threat Zone* jarak persebaran 661 meter
- *Yellow Threat Zone* jarak persebaran 1022 meter

Sehingga untuk tiga kategori sebaran uap awan tersebut dapat menyebabkan gangguan pernapasan bahkan kematian, karena kandungan LNG metane (91 % mol), propane (4,9 % mol), ethane (1,7% mol), butane (2,1 % mol) dan pentane (0,3 % mol) yang diketahui sangat berbahaya pada kondisi tertentu (apabila terlalu banyak menghirup metane). Berikut batas bahaya pada skenario gas dispersion :

- *Yellow Threat Zone* mengakibatkan kaca pecah dengan kekuatan 1,0 psi
- *Orange Threat Zone* mengakibatkan cedera serius dengan kekuatan 3,5 psi
- *Red Threat Zone* mengakibatkan hancurnya bangunan dengan 8,0 psi

Karena ledakan pada *Red Thread Zone* yang besar, mengakibatkan FLNG meledak. Dengan area ledakan sebesar 607 meter sedangkan panjang FLNG 355 meter yang mengakibatkan FLNG hancur. Berikut korban yang terdampak dari ledakan, sebagai berikut :

Tabel 4.20. Dampak *Explosion* Terhadap Manusia

<i>Bore Size</i>	<i>Victim</i>			<i>Radius (Meters)</i>
	<i>Dead</i>	<i>Burn</i>	<i>Blown</i>	
200 mm	60			664
		-		723
			-	1118

Pada tabel di atas menunjukkan dampak *explosion* terhadap manusia yang terjadi pada kebocoran 200 mm dengan korban yang terpapar 60 orang yang tewas.

IV.4.7. Penilaian Tingkat Risiko dengan menggunakan f-N Curve

Analisis penilaian risiko *offloading* menggunakan f-N Curve digunakan untuk mengetahui risiko yang diterima oleh skenarion kecelakaan berdasarkan jumlah korban manusia yang terkena dampak kecelakaan. Berikut penilaian yang didapatkan berdasarkan hasil analisis :

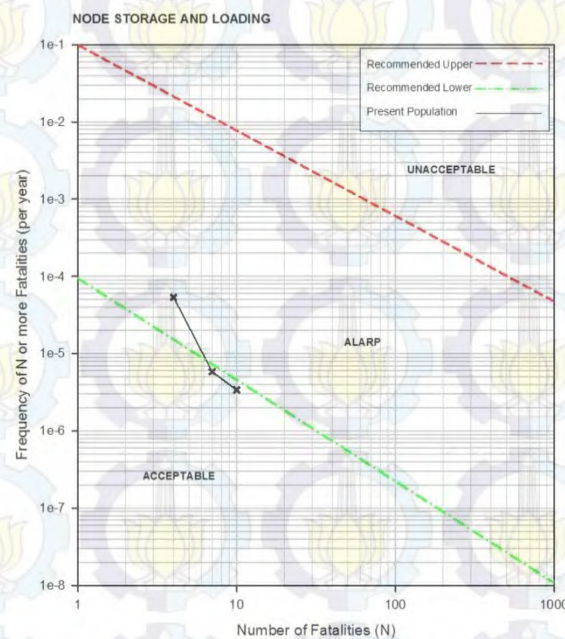
IV.4.7.1. f-N Curve Skenario *Jetfire*

Tabel 4.21. Frekuensi, Komulatif Frekuensi dan Fatality Skenario *Jetfire*

Sub-system	Size	Jet Fire	
		Frequency	Fatality
Storage & Loading	Small	5,392E-05	4
	Medium	5,864E-06	7
	Large	3,376E-06	10
Loading Arms	Small	1,777E-05	3
	Medium	9,760E-07	6
	Large	2,024E-06	9

Risiko merupakan perkalian dari frekuensi dan konsekuensi. Risiko direpresentasikan dengan menggunakan *f-N Curve*. Dari representasi risiko yang terdapat pada *f-N Curve*, didapatkan data suatu skenario berada pada posisi *Acceptable*, *ALARP* atau *Intolerable*. Jika suatu skenario berada pada posisi *ALARP*, maka masih diperbolehkan tidak dilakukan tindakan mitigasi asalkan dapat dipastikan bahwa frekuensi dari scenario tersebut tidak berubah.

- *Storage & Loading (Jetfire)*



Gambar 4.31. f-N Curve Skenario *Jetfire* pada *Storage & Loading*

Pada gambar grafik di atas menunjukkan bahwa skenario *jetfire* pada kebocoran 50 mm berada pada area ALARP sedangkan kebocoran 100 mm dan kebocoran 200 mm berada di daerah *Acceptable*. Berikut keterangan mengenai nilai frekuensi *jetfire* dan korban terdampak :

- Kebocoran 50 mm dengan nilai frekuensi $5,392E-05$ dan korban terdampak 4 orang.
- Kebocoran 100 mm dengan nilai frekuensi $5,864E-06$ dengan korban terdampak 7 orang
- Kebocoran 200 mm dengan nilai frekuensi $3,376E-06$ dengan korban terdampak 10 orang.

Skenario pada kebocoran 50 mm berada pada area ALARP maka kita dapat melakukan proses mitigasi dengan mengurangi nilai frekuensi atau konsekuensi dengan syarat/ pertimbangan biaya yang dikeluarkan tidak banyak/ merugikan pemilik fasilitas LNG. Dalam pelaksanaannya apabila skenario berada pada area ALARP, proses mitigasi bisa tidak dilakukan. Bisa saja disebabkan karena besarnya biaya yang dibutuhkan untuk melakukan. Solusi lainnya dengan cara menjaga nilai frekuensi agar tidak naik ke area *Intorelable*, yaitu dengan cara melakukan perawatan yang berkala atau bisa dengan menggunakan peralatan/ alat yang berkualitas tinggi.

IV.4.7.2. *f-N Curve* Skenario *Gas Dispersion*

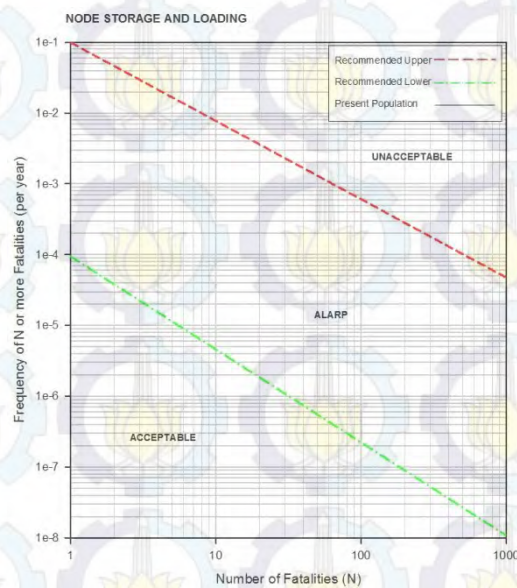
Berikut adalah hasil rekapitulasi perhitungan frekuensi dan konsekuensi.

Tabel 4.22. Frekuensi, Komulatif Frekuensi dan Fatality Skenario *Gas Dispersion*

Sub-system	Size	Gas Dispersion	
		Frequency	Fatality
Storage & Loading	Small	1,281E-03	0
	Medium	1,393E-04	0
	Large	8,018E-05	0
Loading Arms	Small	4,220E-04	0
	Medium	2,318E-05	0
	Large	4,807E-05	0

Risiko merupakan perkalian dari frekuensi dan konsekuensi. Risiko direpresentasikan dengan menggunakan *f-N Curve*. Dari representasi risiko yang terdapat pada *f-N Curve*, didapatkan data suatu skenario berada pada posisi *Acceptable*, *ALARP* atau *Intolerable*. Jika suatu skenario berada pada posisi *ALARP*, maka masih diperbolehkan tidak dilakukan tindakan mitigasi asalkan dapat dipastikan bahwa frekuensi dari skenario tersebut tidak berubah.

- *Storage & Loading (Gas Dispersion)*



Gambar 4.32. *f-N Curve* Skenario *Gas Dispersion* pada *Storage & Loading*

Pada gambar grafik di atas menunjukkan bahwa ketiga skenario *gas dispersion* pada sub-sistem *storage & offloading* berada pada area *Acceptable*. Adapun hasil dari skenario *gas dispersion* pada sub-sistem *storage & loading*, sebagai berikut:

- *Yellow Threat Zone* dengan gas yang terilis sebanyak 2900 ppm
- *Orange Threat Zone* dengan gas yang terilis sebanyak 2900 ppm
- *Red Threat Zone* dengan gas yang terilis sebanyak 17000 ppm

Gas dispersion maksimal yang terilis pada skenario di atas adalah sebesar 17.000 ppm, dimana gas tersebut tidak akan berbahaya karena LNG (dalam bentuk cair) akan langsung menguap apabila berada pada udara terbuka.

Menurut Badan Pelatihan Kesehatan (Bapelkes) gas methane tidak berbau, tidak berwarna dan tidak beracun ketika tidak melebihi dari 5% (50.000 ppm). Namun, apabila >50.000 ppm gas methane mempunyai konsentrasi tinggi, sehingga menyebabkan sesak nafas (Asfiksia). Gas methane dapat menggantikan oksigen di udara dan menyebabkan gejala kekurangan oksigen (asfiksia) hal ini disebabkan karena oksigen yang tersedia harus minimal 18% kurang dari itu akan membahayakan bagi tubuh manusia. Methane yang menggantikan oksigen sampai 18% di udara pada konsentrasi 14% methane (140.000 ppm) akan berbahaya karena akan menyebabkan ketidaksadaran (narkosis). Sehingga dapat membuat depresi pada sistem saraf pusat hingga mencapai konsentrasi yang lebih tinggi 30% (300.000 ppm), yang dapat menyebabkan kematian karena pasokan oksigen untuk keperluan metabolisme tubuh berkurang.

IV.4.7.3. f-N Curve Skenario *Explosion*

Berikut adalah hasil rekapitulasi perhitungan frekuensi dan konsekuensi dari skenario.

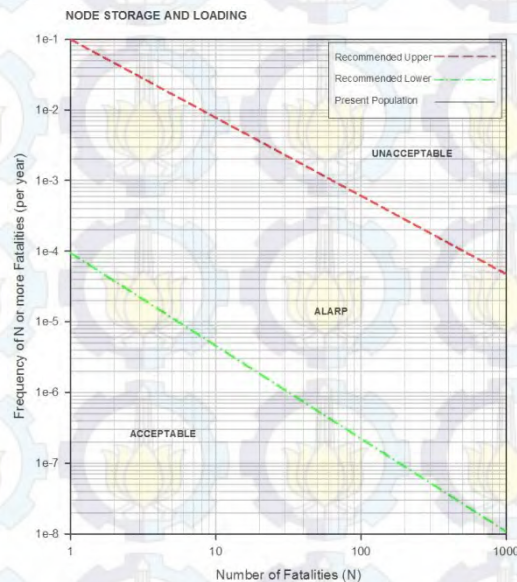
Tabel 4.23. Frekuensi, Komulatif Frekuensi dan Fatality Skenario *Explosion*

Size Large	Sub-system	Explosion	
		Frequency	Fatality
200 mm	Storage & Loading	8,440E-10	60
	Loading Arms	5,060E-10	60

Risiko merupakan perkalian dari frekuensi dan konsekuensi. Risiko direpresentasikan dengan menggunakan f-N Curve. Dari representasi risiko yang terdapat pada f-N Curve, didapatkan data suatu skenario berada pada posisi *Acceptable*, ALARP atau *Intolerable*. Jika suatu skenario berada pada posisi

ALARP, maka masih diperbolehkan tidak dilakukan tindakan mitigasi asalkan dapat dipastikan bahwa frekuensi dari skenario tersebut tidak berubah.

- *Storage & Loading (Explosion)*



Gambar 4.33. f-N Curve Skenario *Explosion* pada *Storage & Loading*

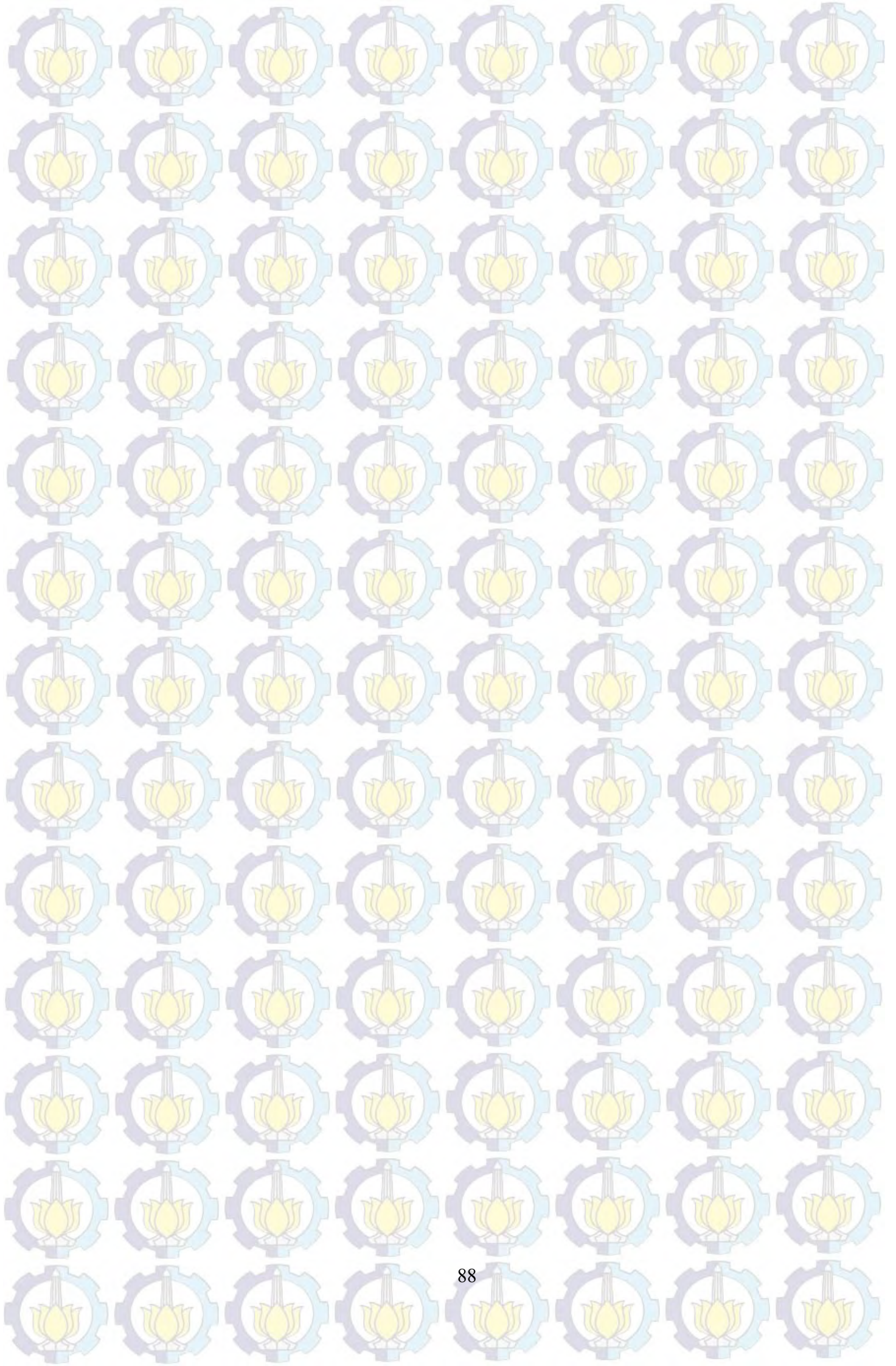
Pada gambar grafik di atas menunjukkan skenario *explosion* pada kebocoran 200 mm sub-sistem *storage & offloading* berada pada area *Acceptable*. Adapun hasil dari skenario *explosion* pada sub-sistem *storage & loading*, sebagai berikut:

- *Red Thread Zone* jarak persebaran 607 meter
- *Orange Threat Zone* jarak persebaran 661 meter
- *Yellow Threat Zone* jarak persebaran 1022 meter

Ledakan pada *Red Thread Zone* yang besar, mengakibatkan FLNG meledak, dengan area ledakan sebesar 664 yards (607 m) sedangkan panjang FLNG 355 meter sehingga mengakibatkan FLNG hancur. Dari perhitungan konsekuensi dampak *explosion* terhadap manusia yang terjadi pada kebocoran 200 mm dengan korban 60 orang tewas. Tetapi *explosion* sangat kecil kemungkinannya terjadi yaitu dengan frekuensi 5,060E-10. Sehingga pada tabel grafik f-N Curve diatas tidak terbaca.



“Halaman ini sengaja dikosongkan”



BAB V

KESIMPULAN DAN SARAN

V.1. Kesimpulan

Berdasarkan analisis risiko yang telah dilakukan terhadap 2 (dua) sub-sistem pada saat melakukan proses transfer LNG dari kapal FLNG ke kapal Shuttle tanker. Maka dapat disimpulkan sebagai berikut :

1. Identifikasi risiko yang dilakukan pada sistem *offloading* terdapat 2 (dua) sub-system yaitu *Sub-system Loading & Storage* dan *Sub-system Loading Arms*. Dengan melakukan identifikasi peralatan pada sub-sistem tersebut pada kapal FLNG dengan skenario kebocoran. Dimana kemungkinan bahaya yang terjadi adalah *jetfire*, *flash fire*, *explosion* dan *gas dispersion*.
2. Dalam melakukan penilaian risiko pada sistem transfer *offloading* Kapal FLNG ke kapal *shuttle tanker* digunakan *Fault Tree Analysis* untuk mengetahui frekuensi *gas release* pada sub-sistem, untuk mengetahui jumlah orang yang terdampak dari simulasi/ kecelakaan digunakan *Software ALOHA* dan menggunakan *f-N Curve* untuk mengetahui dampak yang dihasilkan dari kecelakaan apakah dapat diterima atau tidak.
3. Dari hasil skenario *jetfire*, *gas dispersion* dan *explosion* pada *software ALOHA*, didapatkan hasil sebagai berikut :
 - a. *Jetfire*
 - Skenario pada sub-sistem *storage & loading* pada kebocoran 50 mm berada pada area ALARP. Sedangkan kebocoran 100 mm dan 200 mm berada pada area *Acceptable*.
 - Skenario pada *Loading Arms* pada kebocoran 50 mm, 100 mm dan 200 mm berada pada area *Acceptable*.

Apabila penilaian berada di daerah ALARP, kita dapat melakukan mitigasi dengan pertimbangan untuk menurunkan frekuensi atau konsekuensi dari skenario sehingga diharapkan masuk ke area *Acceptable*, tetapi bisa juga kita tidak melakukan proses mitigasi dengan menjaga nilai frekuensinya, yaitu dengan melakukan perawatan secara berkala dan menggunakan

peralatan dan komponen berkualitas tinggi terhadap fasilitas *offloading* pada FLNG.

b. Gas Dispersion

- Skenario pada sub-sistem *storage & loading* pada kebocoran 50 mm, 100 mm dan 200 mm berada pada area Acceptable
- Skenario pada Loading Arms pada kebocoran 50 mm, 100 mm dan 200 mm berada pada area Acceptable.

Gas dispersion yang terilis pada skenario di atas adalah sebesar 2900 ppm dan 17.000 ppm, dimana gas tersebut tidak akan berbahaya karena LNG (dalam bentuk cair) akan langsung menguap apabila berada pada udara terbuka. Namun, apabila gas methane >50.000 ppm tergolong berbahaya karena dapat menyebabkan sesak nafas (Asfiksia) bahkan kematian.

c. Explosion

- Skenario pada sub-sistem *storage & loading* pada kebocoran 200 mm masuk area Acceptable
- Skenario pada sub-system *loading arms* kebocoran 200 mm masuk area Acceptable

Dari perhitungan konsekuensi dampak *explosion* terhadap manusia yang terjadi pada kebocoran 200 mm dengan korban terpapar 60 orang tewas. Tetapi kejadian *explosion* sangat kecil kemungkinannya terjadi yaitu dengan frekuensi $5,060E-10$.

V.2. Saran

Setelah melakukan riset dengan tema *risk assessment* yang dilakukan pada kapal FLNG transfer muatan *Shuttle Tanker*, maka dapat diberikan saran sebagai berikut :

1. Dalam penilaian risiko yang telah dilakukan perlu dilakukan penilaian terhadap tinjauan *downtime* dan kerugian finansial. Karena kedua tinjauan tersebut sangat penting untuk mengetahui kerugian secara finansial.

LAMPIRAN I

Storage & Loading Sub-system

Tabel 1. Process Release Frequencies LNG Trasfer

<i>Equipment</i>	<i>Size</i>	<i>Frequency/ Year</i>		
		<i>Small 50 mm</i>	<i>Medium 100 mm</i>	<i>Large 200</i>
Pump A	All size	0,00029	0,000039	0,000015
Pump B	All size	0,00029	0,000039	0,000015
BV-03	18"	0,000008	0,0000015	0,0000019
BV-04	18"	0,000017	0,0000023	0,0000059
BV-09	12"	0,0000065	0,0000012	0,0000017
BV-10	12"	0,0000065	0,0000012	0,0000017
BV-26	12"	0,0000065	0,0000012	0,0000017
BV-27	12"	0,0000065	0,0000012	0,0000017
GV-06	12"	0,0000065	0,0000012	0,0000017
BALL-05	2"	0,0000049	-	-
BALL-06	2"	0,0000049	-	-
BALL-07	2"	0,0000049	-	-
BALL-08	2"	0,0000049	-	-
GRV-03	2"	0,00003	-	-
GRV-04	2"	0,00003	-	-

Tabel 2. Process Release Frequencies LNG Spray Header

<i>Equipment</i>	<i>Size</i>	<i>Frequency/ Year</i>		
		<i>Small 50 mm</i>	<i>Medium 100 mm</i>	<i>Large 200</i>
<i>Spray Pump</i>	All size	0,00029	0,000039	0,000015
BV-24	2"	0,00003	-	-
GV-02	2"	0,0000049	-	-
GV-03	2"	0,0000049	-	-
GV-04	2"	0,0000049	-	-
GV-05	2"	0,0000049	-	-
GV-08	2"	0,0000049	-	-
BALL-09	2"	0,0000049	-	-
BALL-10	2"	0,0000049	-	-
BALL-11	2"	0,00003	-	-
BALL-12	2"	0,00003	-	-
BALL-19	2"	0,0000049	-	-

GRV-04	2"	0,00003	-	-
--------	----	---------	---	---

Tabel 3. Process Release Frequencies LNG Rundown Header

Equipment	Size	Frequency/ Year		
		Small 50 mm	Medium 100 mm	Large 200
BV-05	12"	0,000018	0,0000024	0,000006
BV-06	12"	0,0000065	0,0000012	0,0000017
BV-07	12"	0,000018	0,0000024	0,000006
BV-08	12"	0,000018	0,0000024	0,000006
BV-28	12"	0,0000065	0,0000012	0,0000017
GV-01	12"	0,0000065	0,0000012	0,0000017
BALL-03	2"	0,0000049	-	-
BALL-04	2"	0,0000049	-	-
BALL-20	2"	0,0000049	-	-
GRV-02	2"	0,00003	-	-

Tabel 4. Process Release Frequencies Thermal Relief Header

Equipment	Size	Frequency/ Year		
		Small 50 mm	Medium 100 mm	Large 200
BV-01	6"	0,0000047	0,0000024	-
BV-02	6"	0,000019	0,0000066	-

Loading Arms Sub-system

Tabel 5. Process Release Frequencies STBD/PORT Offloading Manifold

Equipment	Size	Frequency/ Year		
		Small 50 mm	Medium 100 mm	Large 200
BV-11	24"	0,000017	0,0000022	0,0000059
BV-12	24"	0,000017	0,0000022	0,0000059

Tabel 6. Process Release Frequencies Loading Arm 1

<i>Equipment</i>	<i>Size</i>	<i>Frequency/ Year</i>		
		<i>Small 50 mm</i>	<i>Medium 100 mm</i>	<i>Large 200</i>
BV-16	24"	0,000017	0,0000022	0,0000059
BV-17	24"	0,0000094	0,0000016	0,0000021
BV-18	12"	0,0000065	0,0000012	0,0000017
BALL-13	2"	0,0000049	-	-
BALL-14	2"	0,0000049	-	-
BALL-15	2"	0,0000049	-	-
BALL-16	2"	0,0000049	-	-
GRV-06	2"	0,0000049	-	-
GRV-07	2"	0,00003	-	-

Tabel 7. Process Release Frequencies Loading Arm 2

<i>Equipment</i>	<i>Size</i>	<i>Frequency/ Year</i>		
		<i>Small 50 mm</i>	<i>Medium 100 mm</i>	<i>Large 200</i>
BV-15	24"	0,000017	0,0000022	0,0000059
BV-19	24"	0,0000094	0,0000016	0,0000021
BV-20	12"	0,0000065	0,0000012	0,0000017
BALL-17	2"	0,0000049	-	-
BALL-18	2"	0,0000049	-	-
BALL-21	2"	0,0000049	-	-
BALL-22	2"	0,0000049	-	-
BALL-27	2"	0,0000049	-	-
BALL-28	2"	0,0000049	-	-
GRV-08	2"	0,00003	-	-
GRV-09	2"	0,00003	-	-
GRV-12	2"	0,00003	-	-

Tabel 8. Process Release Frequencies Loading Arm 3

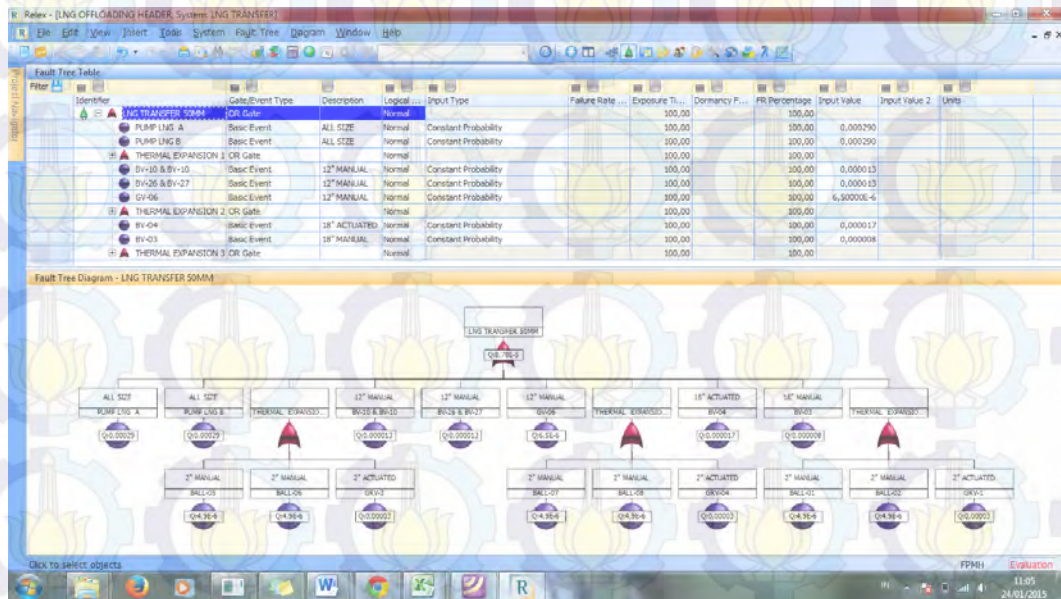
<i>Equipment</i>	<i>Size</i>	<i>Frequency/ Year</i>		
		<i>Small 50 mm</i>	<i>Medium 100 mm</i>	<i>Large 200</i>
BV-14	24"	0,000017	0,0000022	0,0000059
BV-21	12"	0,0000065	0,0000012	0,0000017
BV-25	24"	0,0000094	0,0000016	0,0000021

Tabel 9. Process Release Frequencies Loading Arm 4

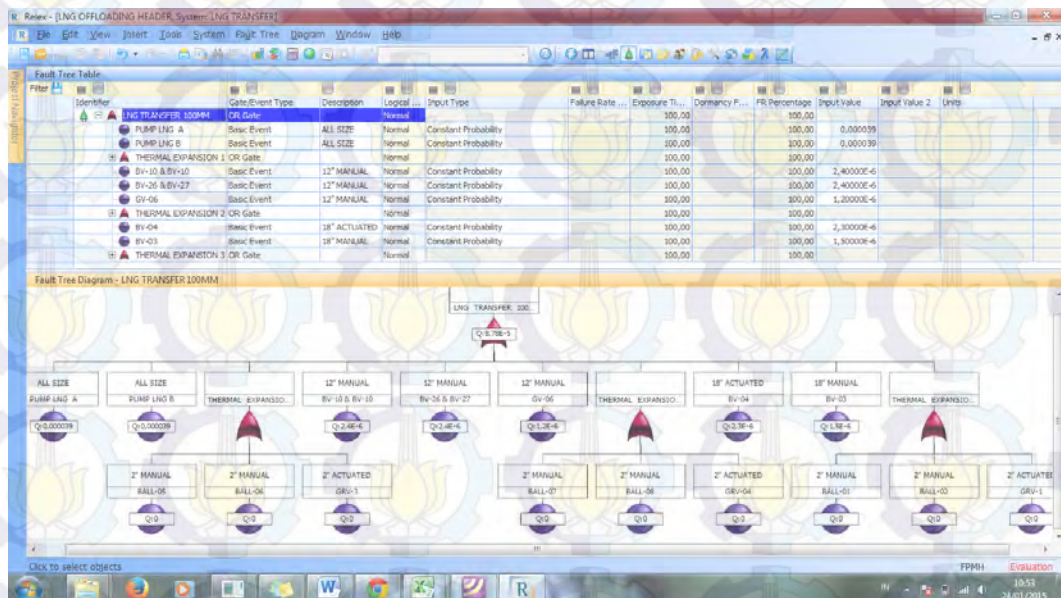
<i>Equipment</i>	<i>Size</i>	<i>Frequency/ Year</i>		
		<i>Small 50 mm</i>	<i>Medium 100 mm</i>	<i>Large 200</i>
BV-13	24"	0,000017	0,0000022	0,0000059
BV-22	24"	0,0000094	0,0000016	0,0000021
BV-23	12"	0,0000065	0,0000012	0,0000017
BALL-23	2"	0,0000049	-	-
BALL-24	2"	0,0000049	-	-
BALL-25	2"	0,0000049	-	-
BALL-25	2"	0,0000049	-	-
GRV-10	2"	0,0000049	-	-
GRV-11	2"	0,00003	-	-

LAMPIRAN II

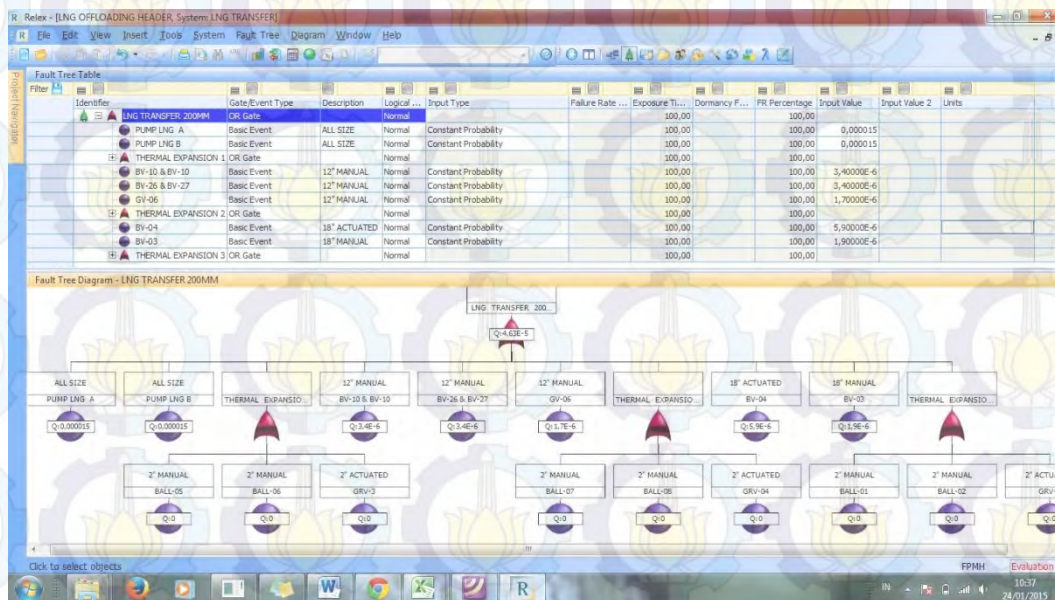
Fault Tree Analysis Storage & Loading System



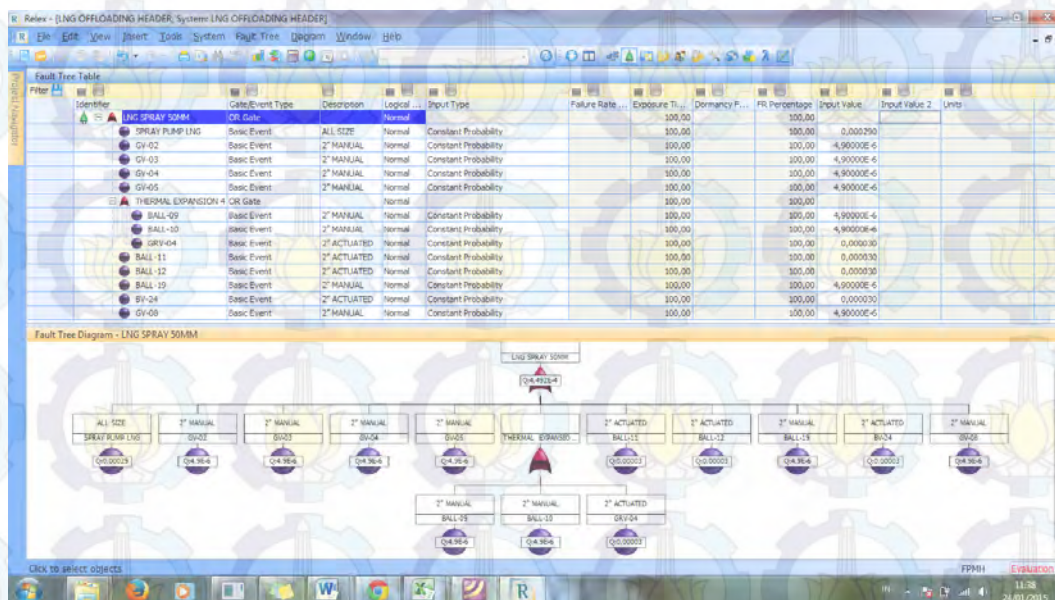
Gambar 1. LNG Transfer Kebocoran 50 mm



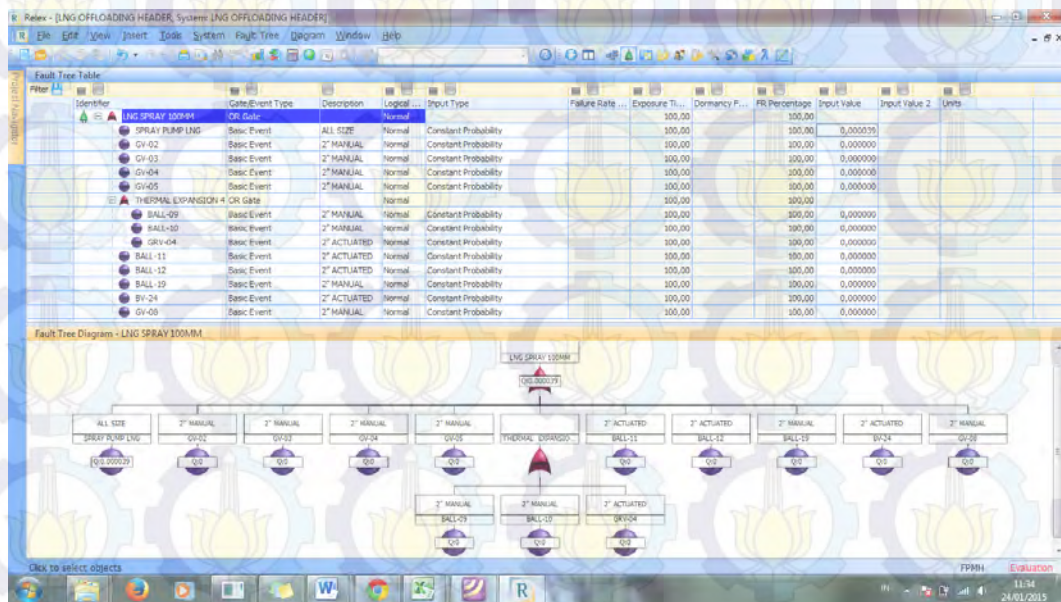
Gambar 2. LNG Transfer Kebocoran 100 mm



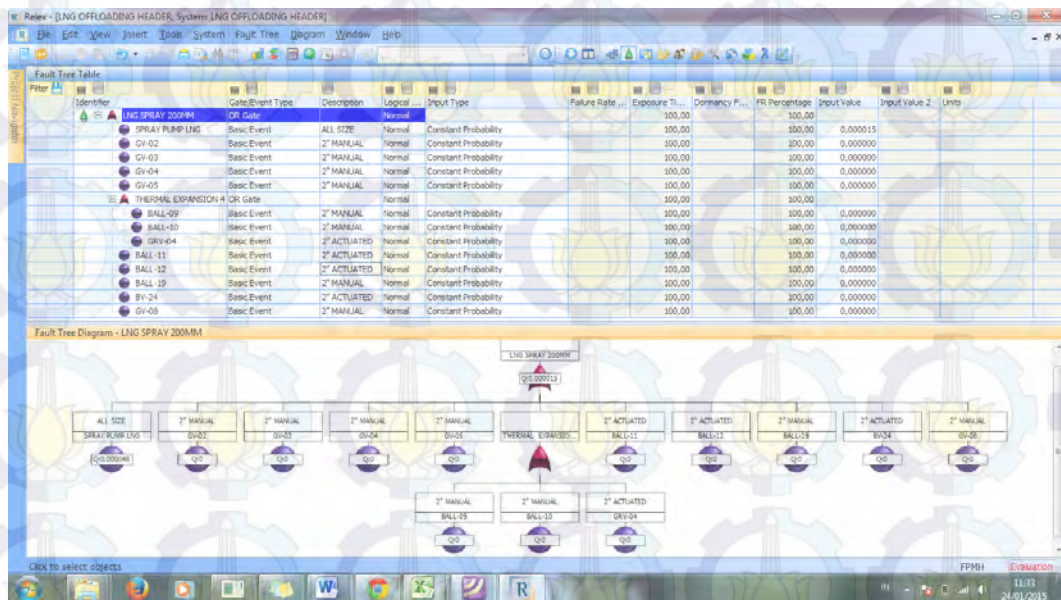
Gambar 3. LNG Transfer Kebocoran 200 mm



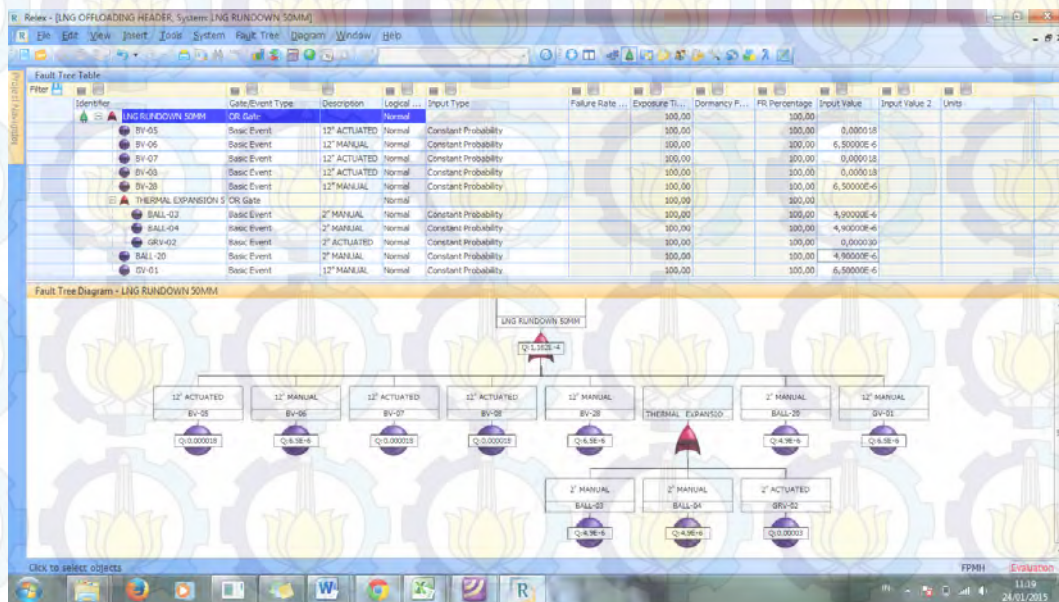
Gambar 4. LNG Spray Header Kebocoran 50 mm



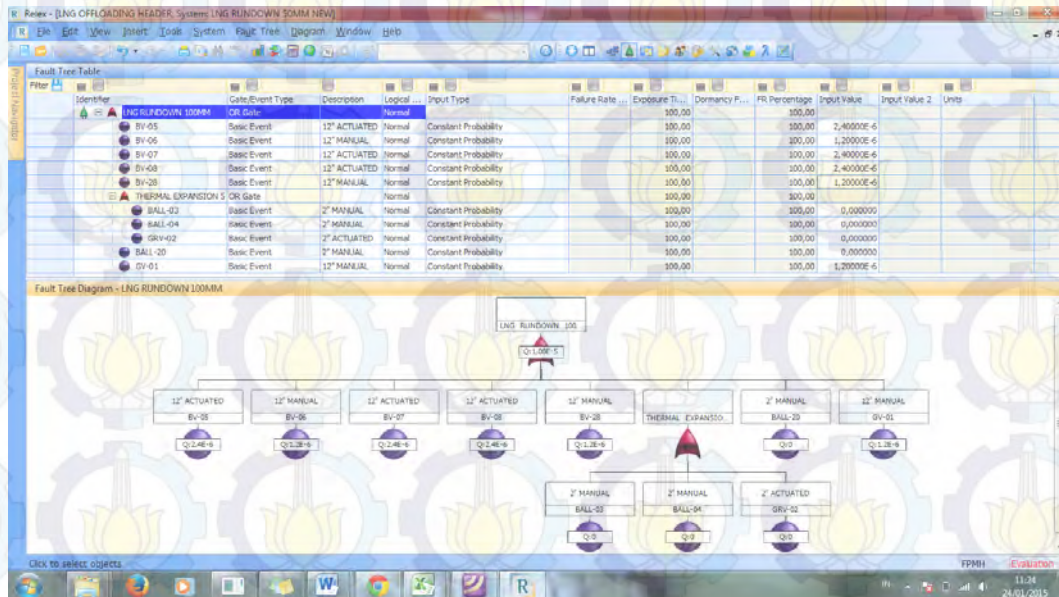
Gambar 5. LNG Spray Header Kebocoran 100 mm



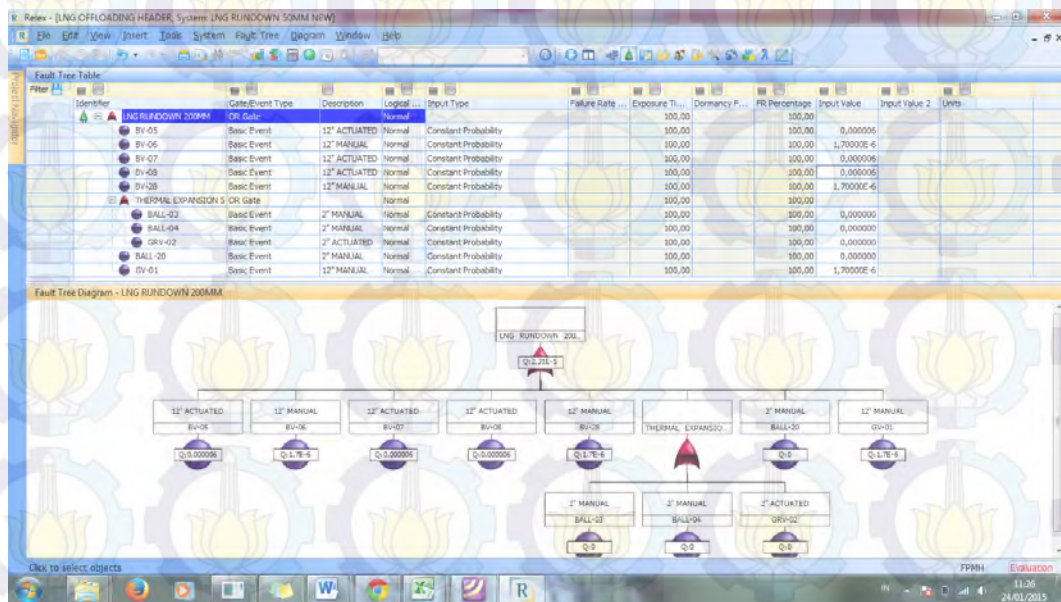
Gambar 6. LNG Spray Header Kebocoran 200 mm



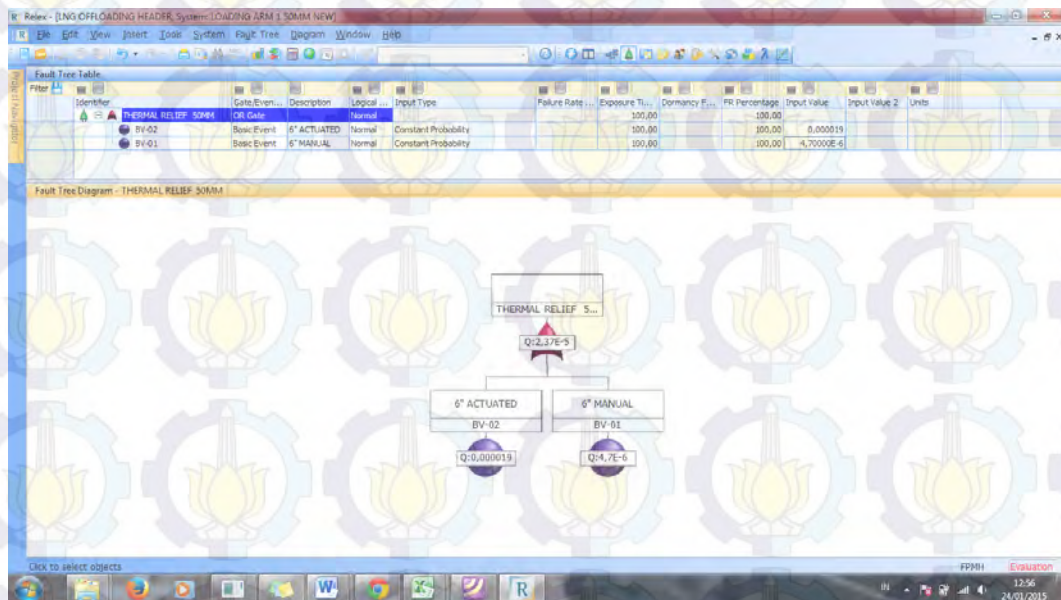
Gambar 7. LNG Rundown Kebocoran 50 mm



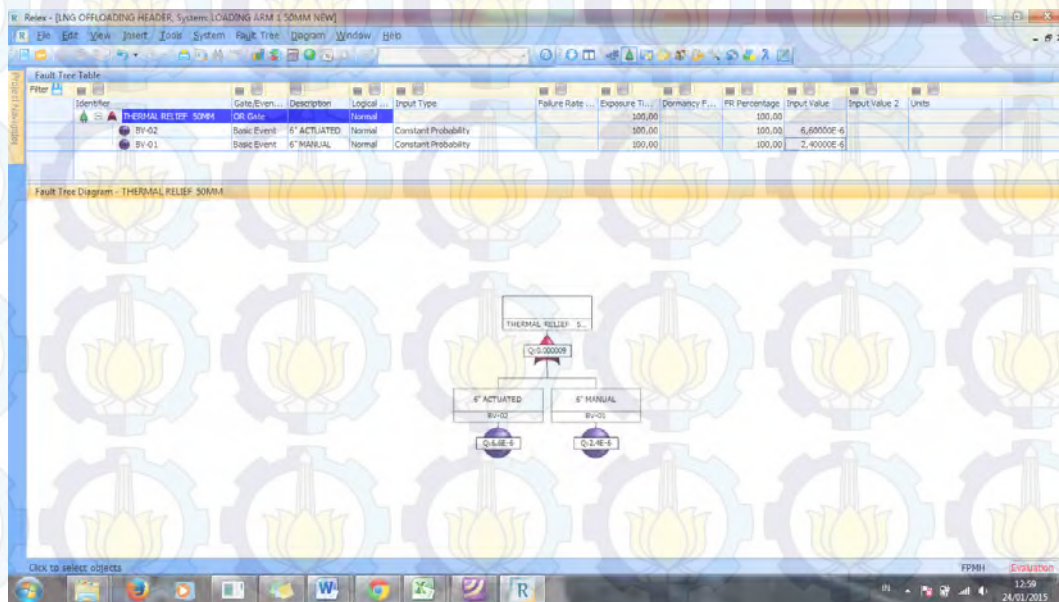
Gambar 8. LNG Rundown Kebocoran 100 mm



Gambar 9. LNG Rundown Kebocoran 200 mm

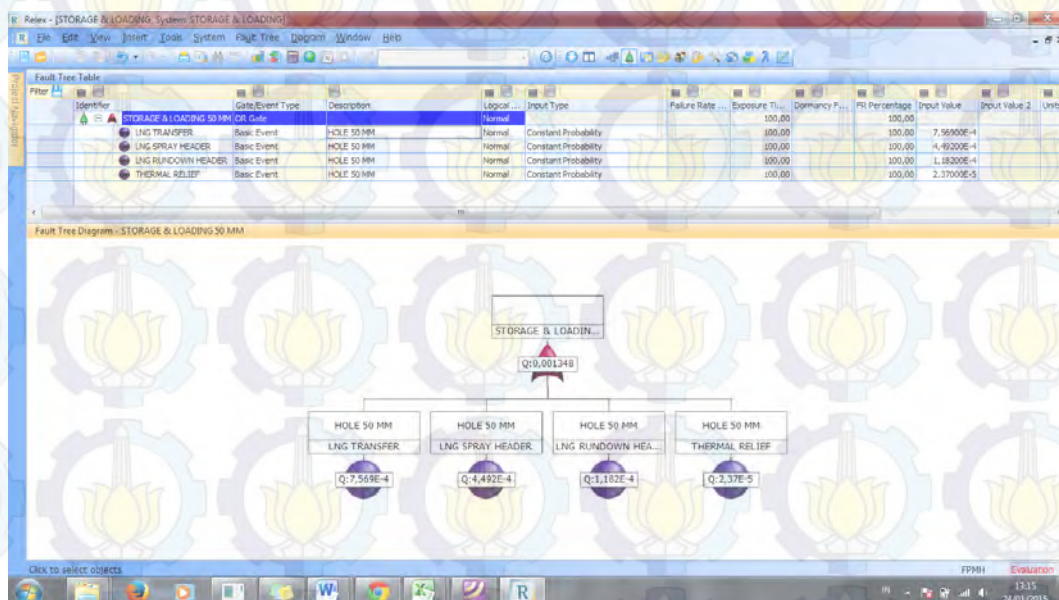


Gambar 10. Thermal Relief Kebocoran 50 mm

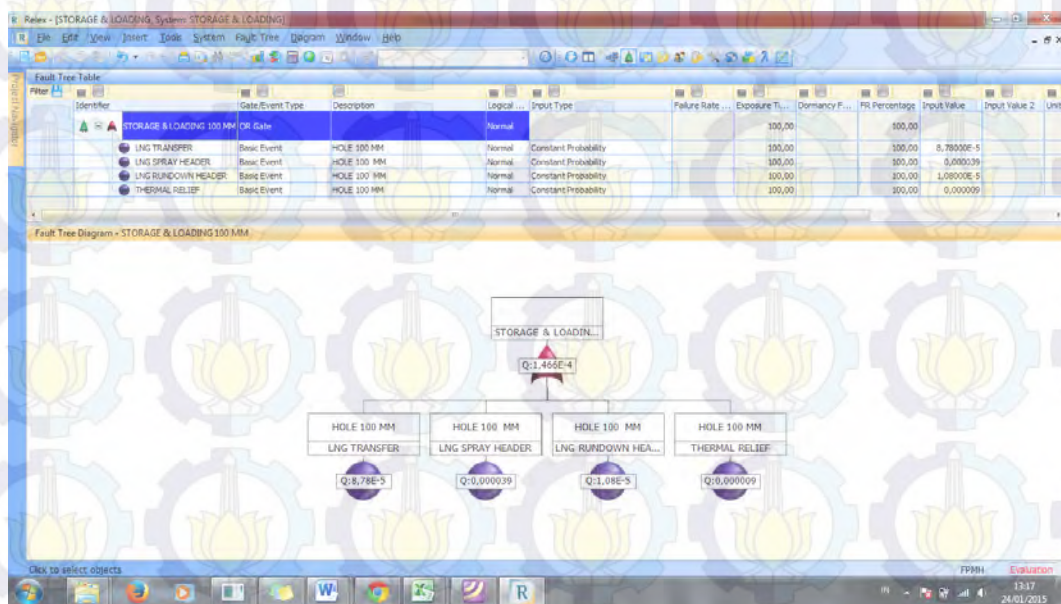


Gambar 11. Thermal Relief Kebocoran 100 mm

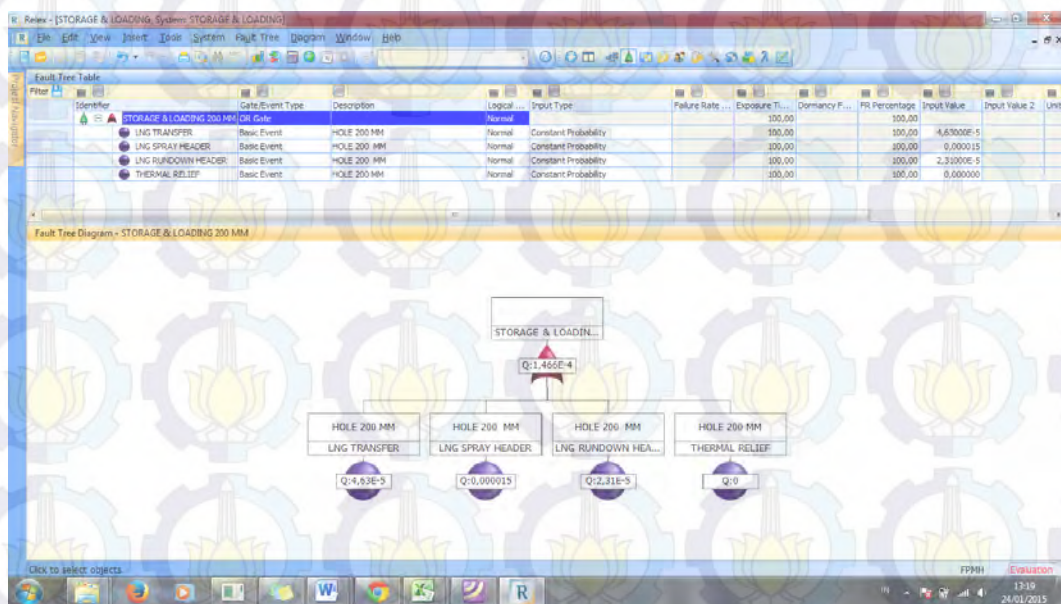
Frekuensi Release Rate Sub-sistem Storage & Loading



Gambar 12. Frekuensi Release Rate Sub-sistem Storage & Loading 50 mm

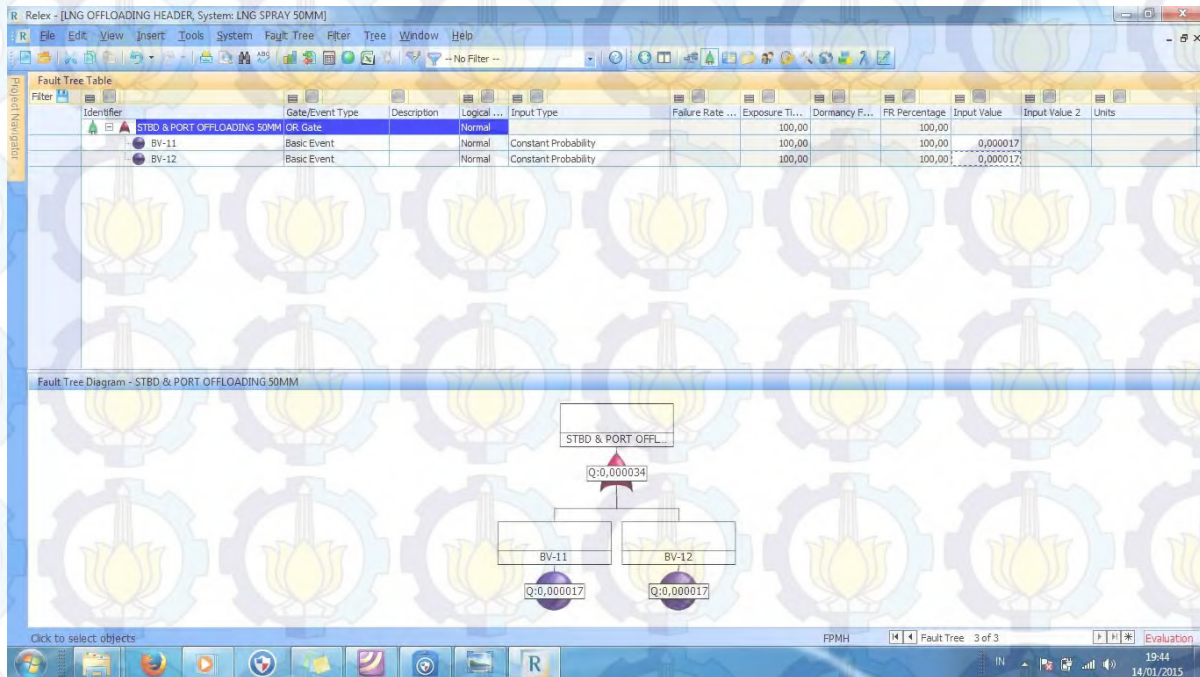


Gambar 13. Frekuensi Release Rate Sub-sistem Storage & Loading 100 mm

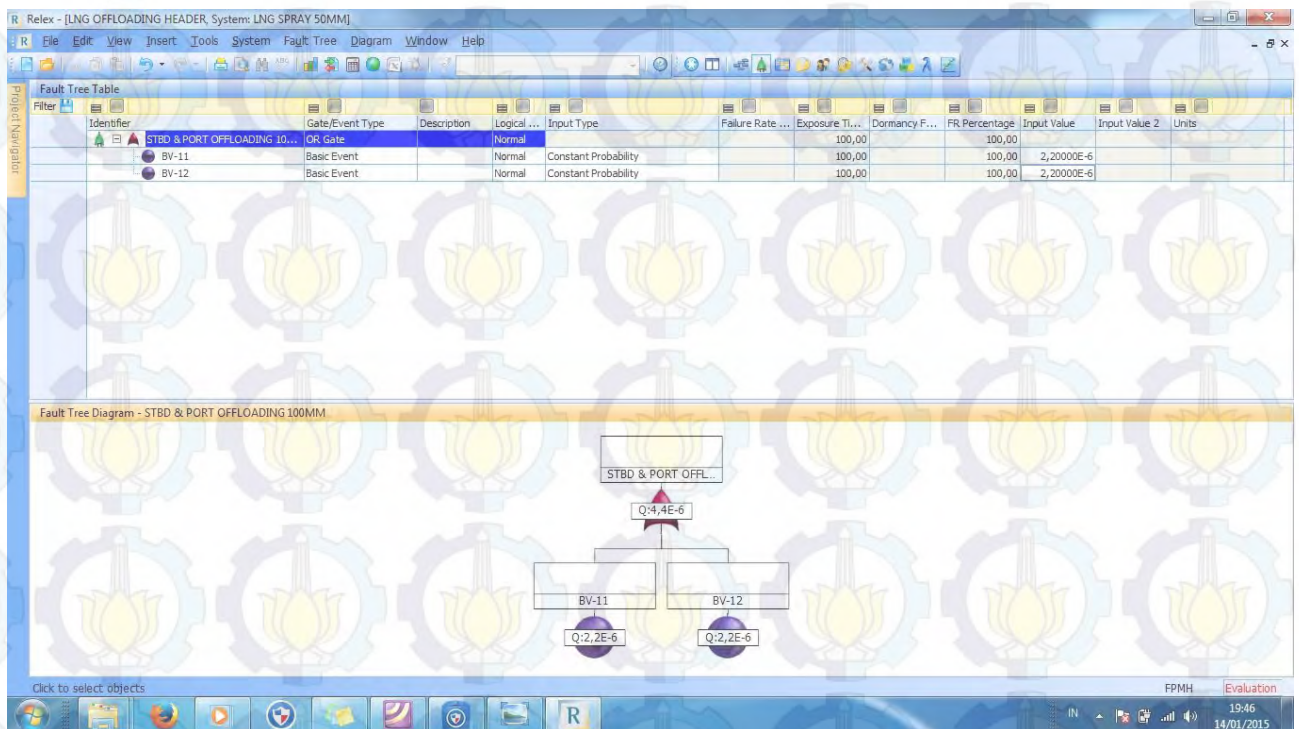


Gambar 14. Frekuensi Release Rate Sub-sistem Storage & Loading 200 mm

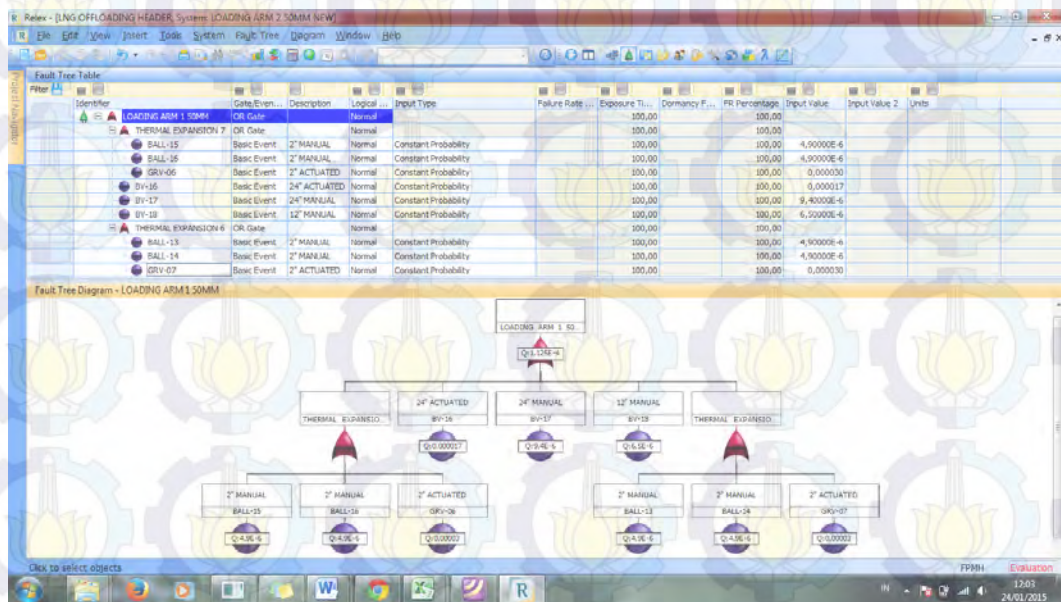
Fault Tree Analysis Loading Arms System



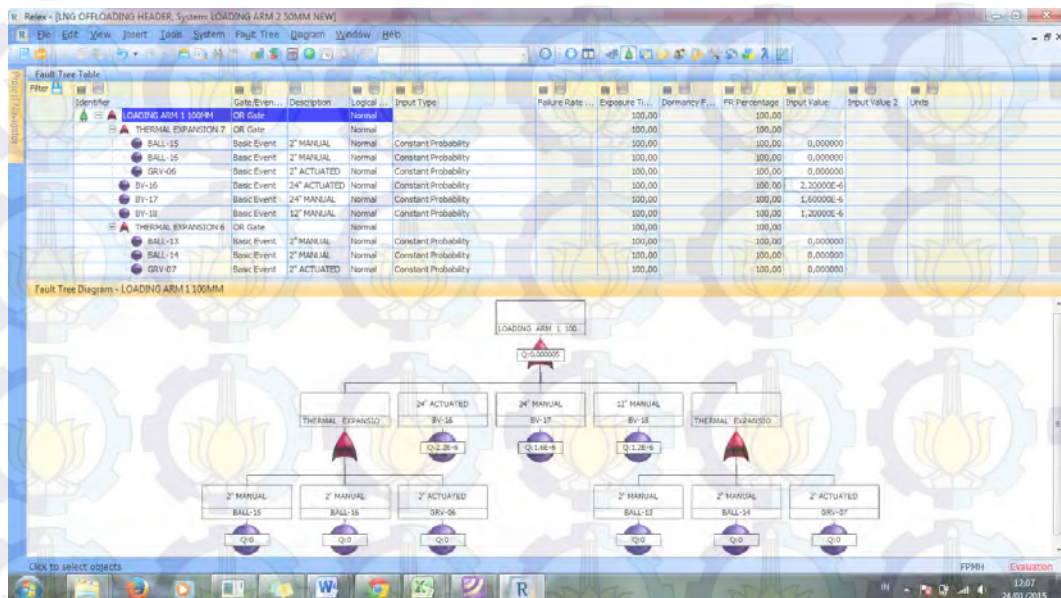
Gambar 15. STBD/ PORT Offloading Kebocoran 50 mm



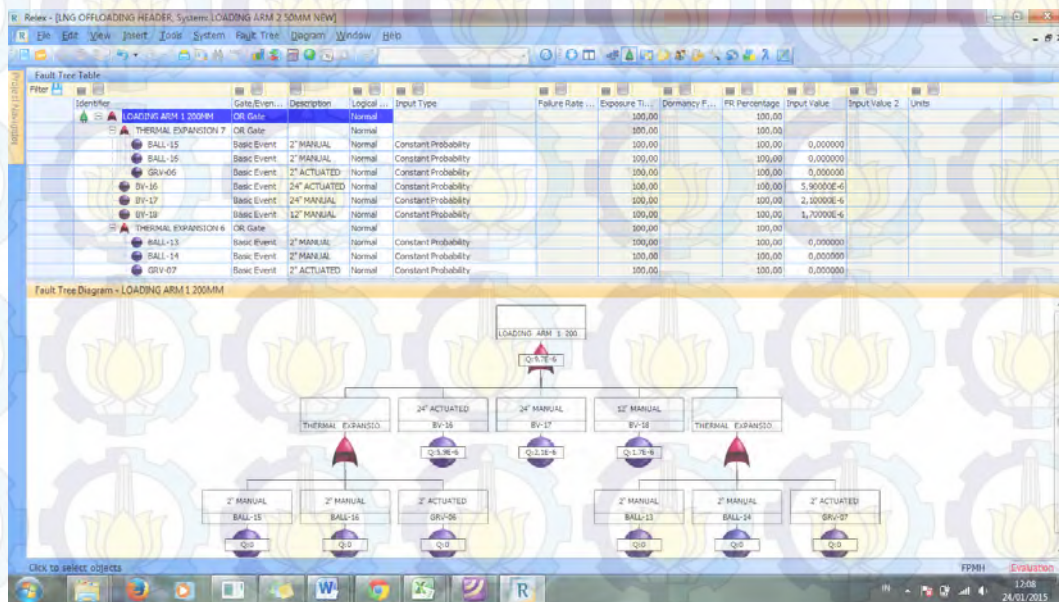
Gambar 16. STBD/ PORT Offloading Kebocoran 100 mm



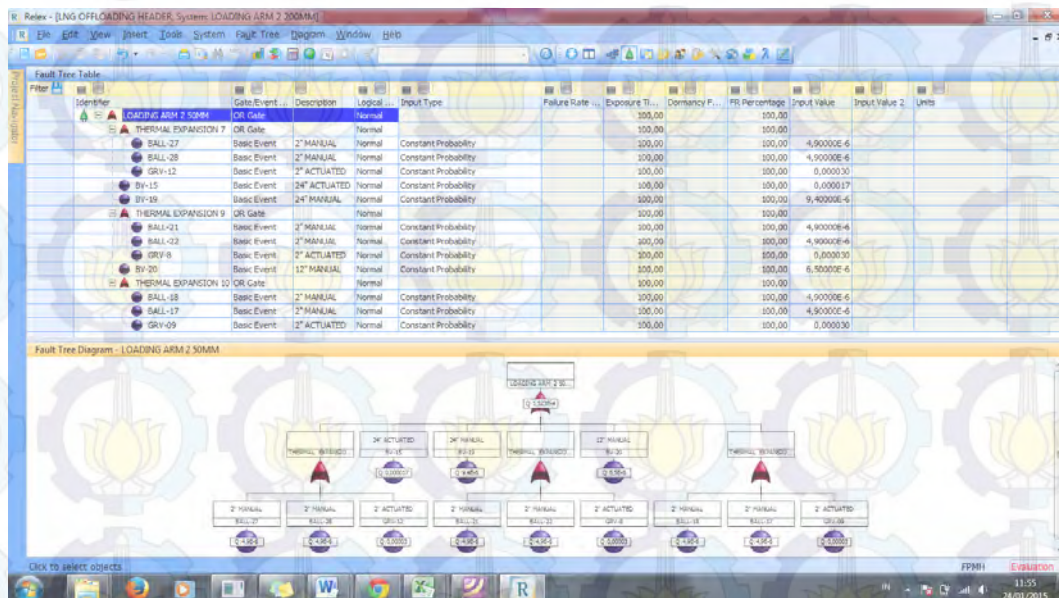
Gambar 17. Loading Arm 1 Kebocoran 50 mm



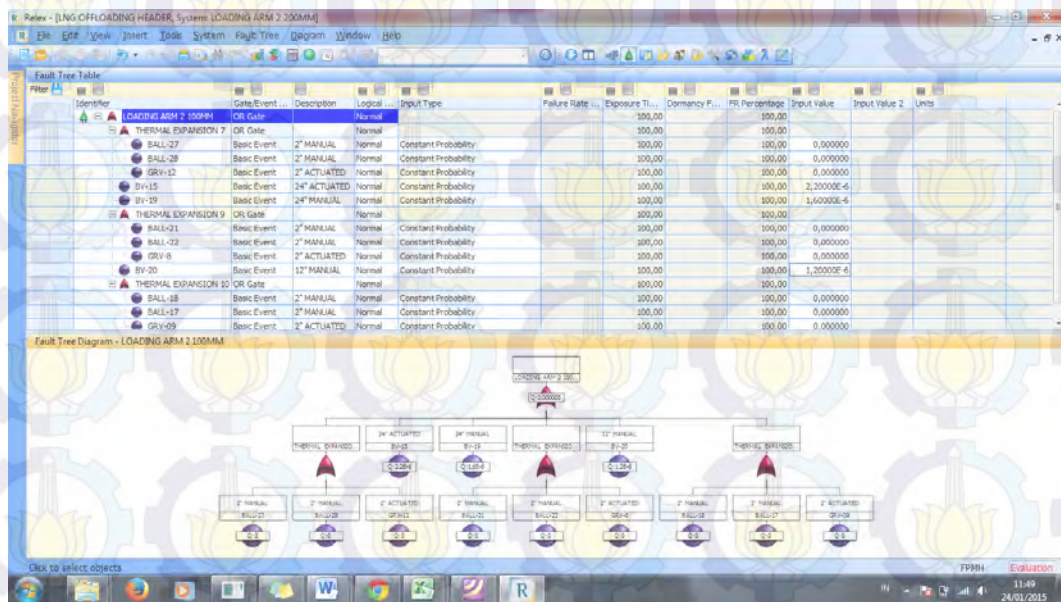
Gambar 18. Loading Arm 1 Kebocoran 100 mm



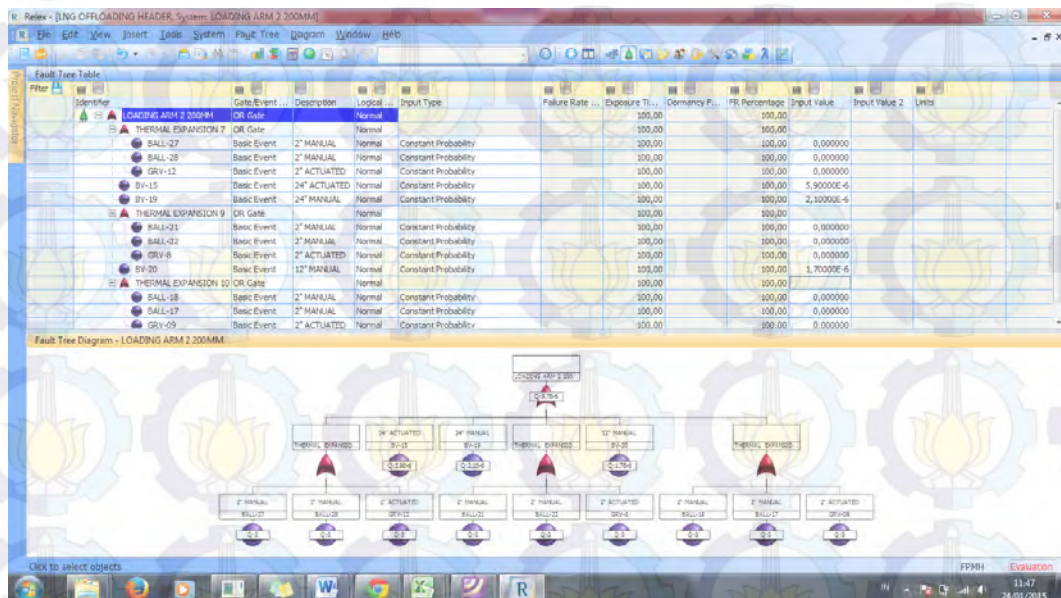
Gambar 17. Loading Arm 1 Kebocoran 200 mm



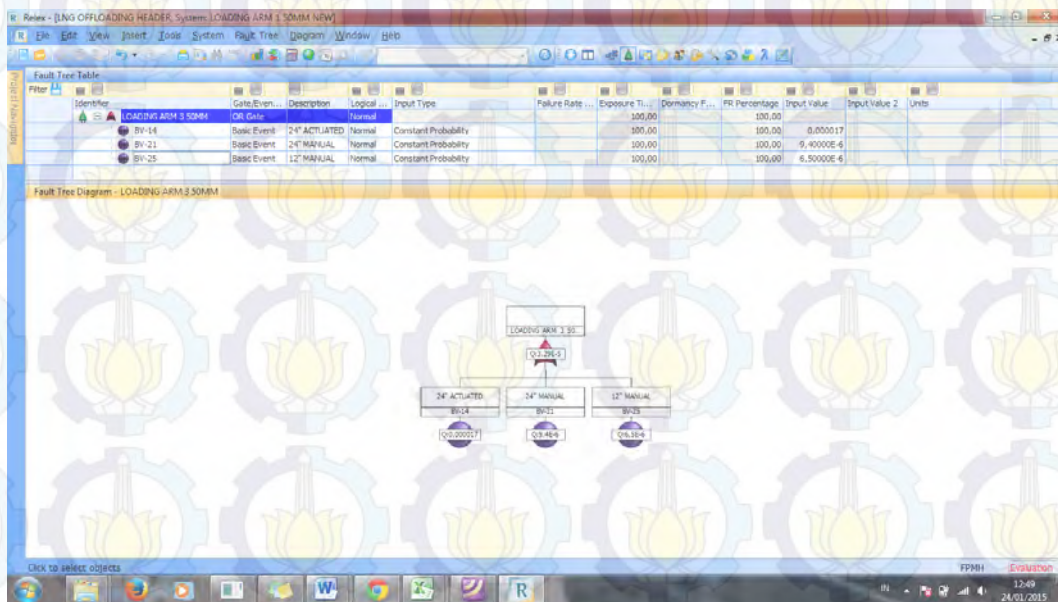
Gambar 19. Loading Arm 2 Kebocoran 50 mm



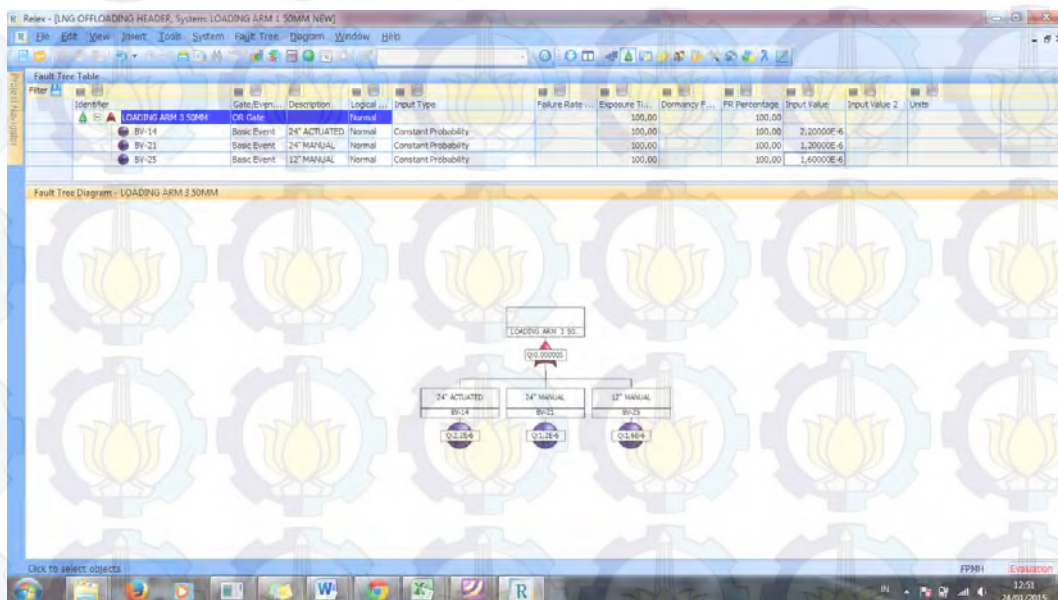
Gambar 20. Loading Arm 2 Kebocoran 100 mm



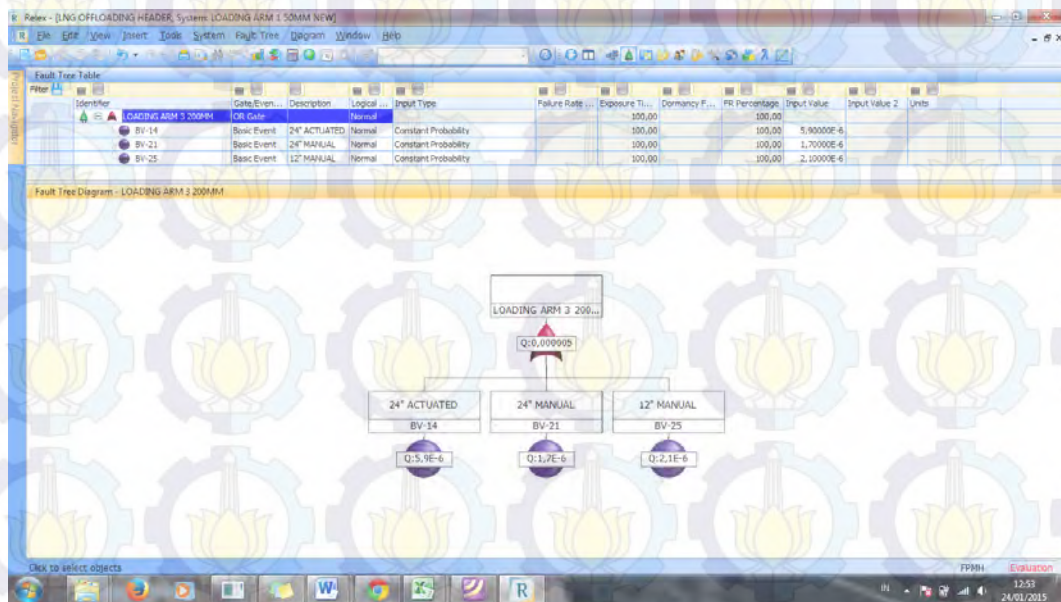
Gambar 20. Loading Arm 2 Kebocoran 200 mm



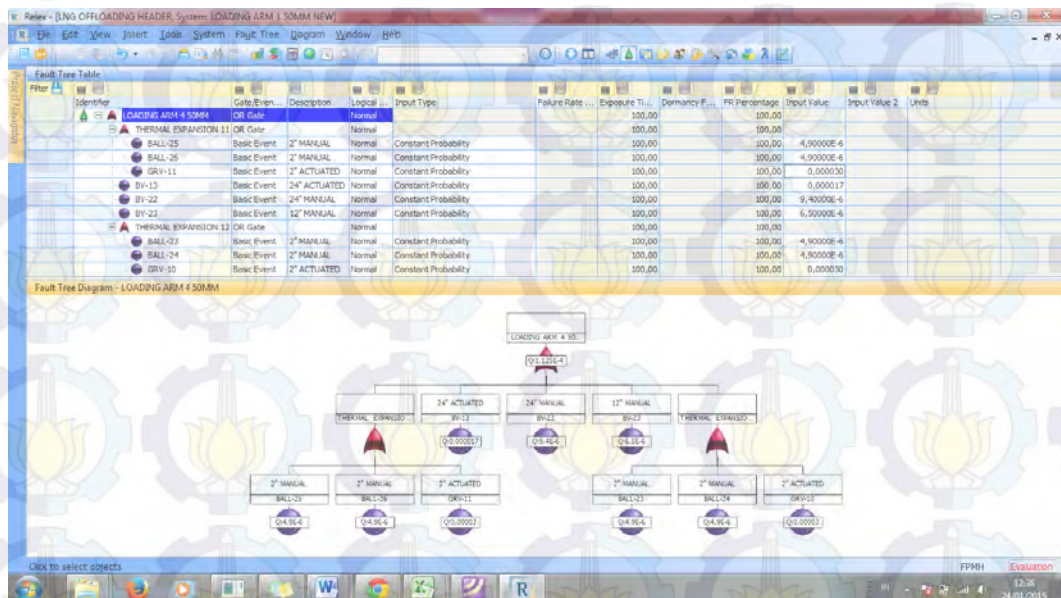
Gambar 22. Loading Arm 3 Kebocoran 50 mm



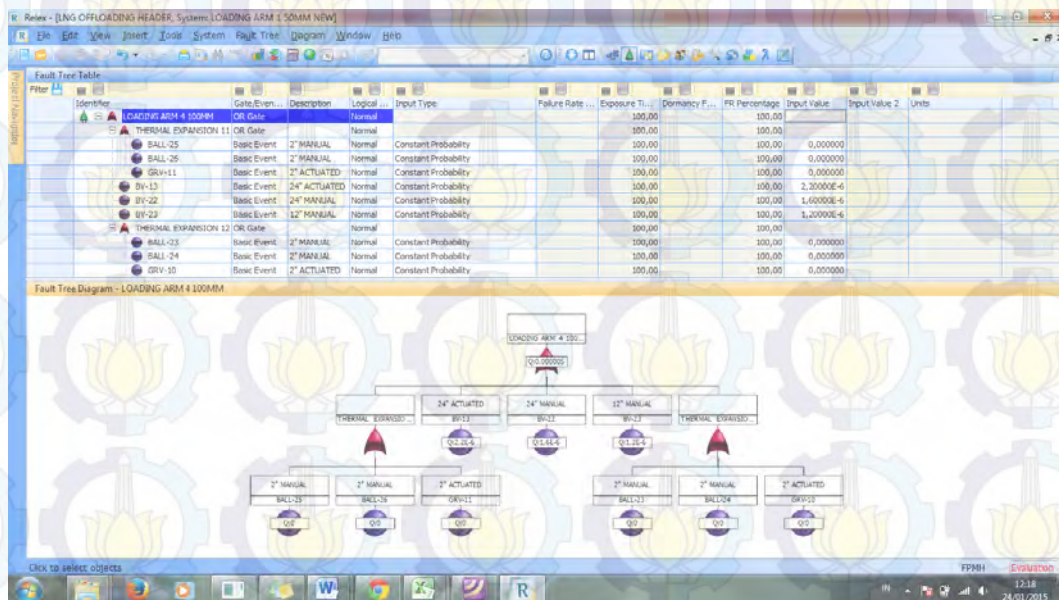
Gambar 23. Loading Arm 3 Kebocoran 100 mm



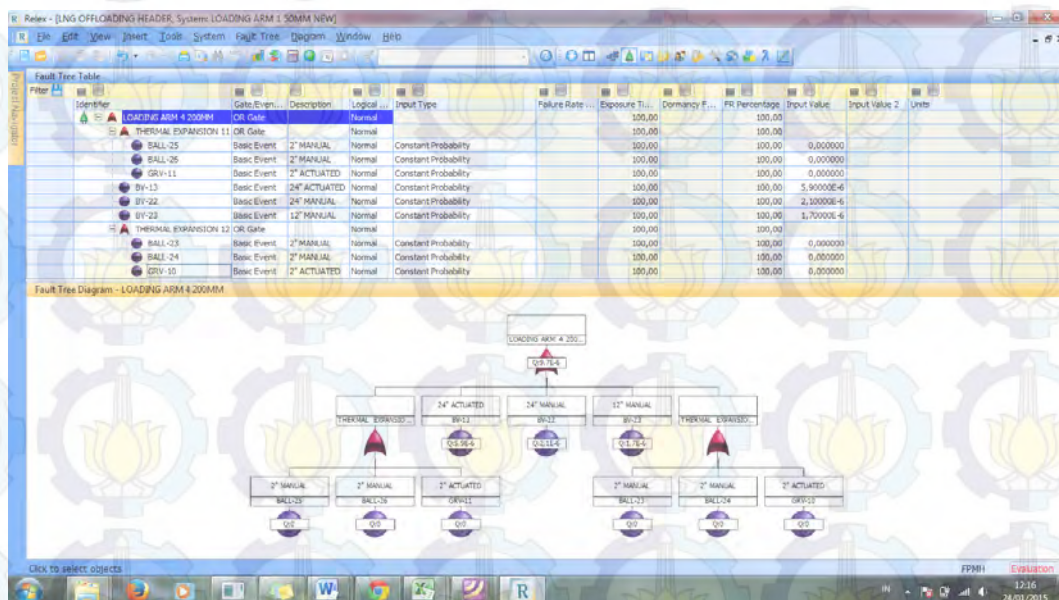
Gambar 24. Loading Arm 3 Kebocoran 200 mm



Gambar 25. Loading Arm 4 Kebocoran 50 mm

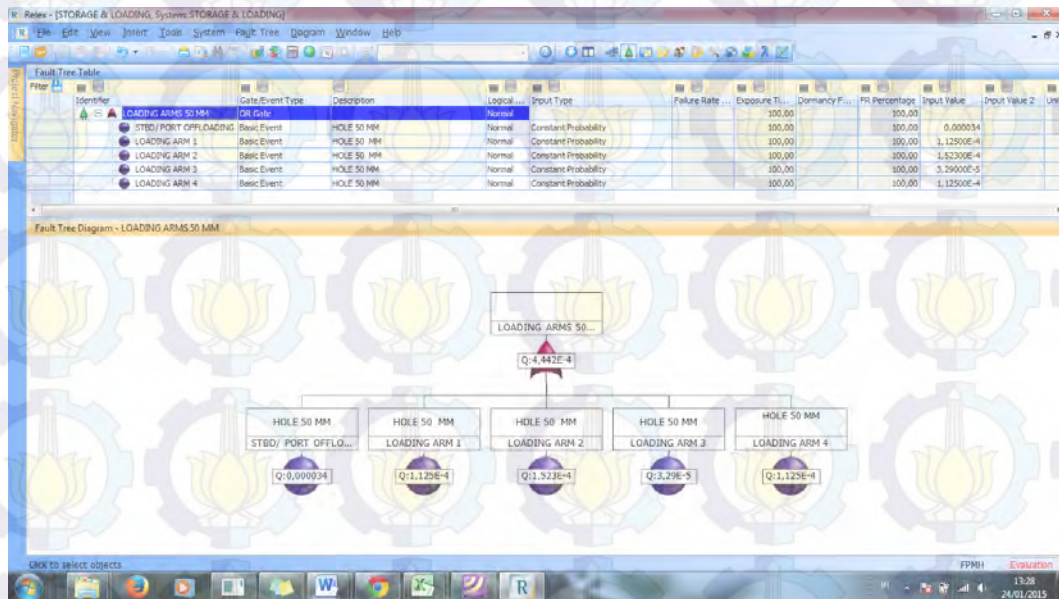


Gambar 26. Loading Arm 4 Kebocoran 100 mm

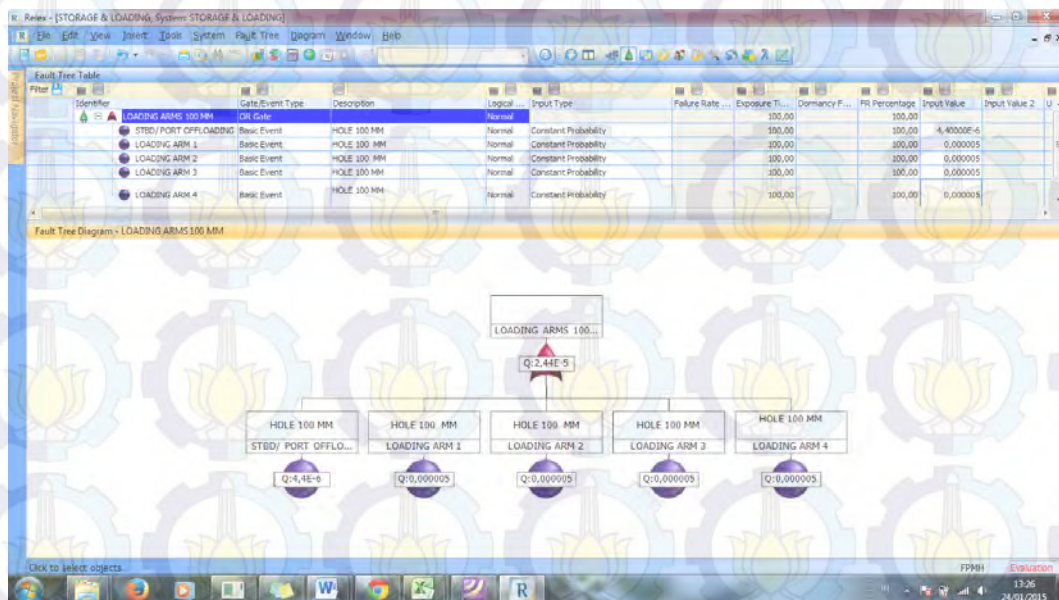


Gambar 27. Loading Arm 4 Kebocoran 200 mm

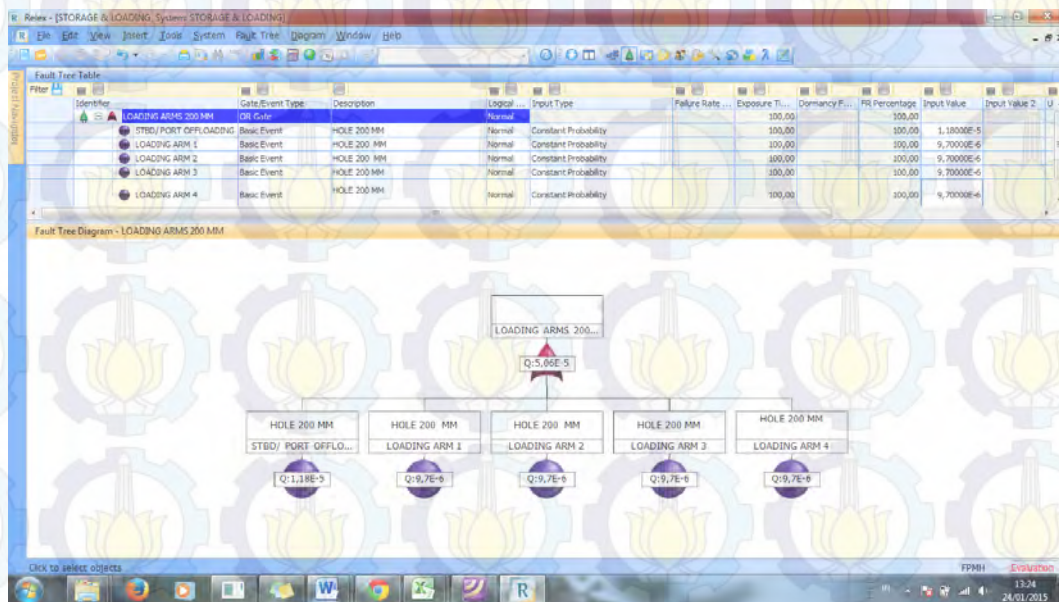
Frekuensi Release Rate Sub-sistem Loading Arms



Gambar 28. Frekuensi Release Rate Sub-sistem Loading Arms 50 mm



Gambar 29. Frekuensi Release Rate Sub-sistem Loading Arms 100 mm

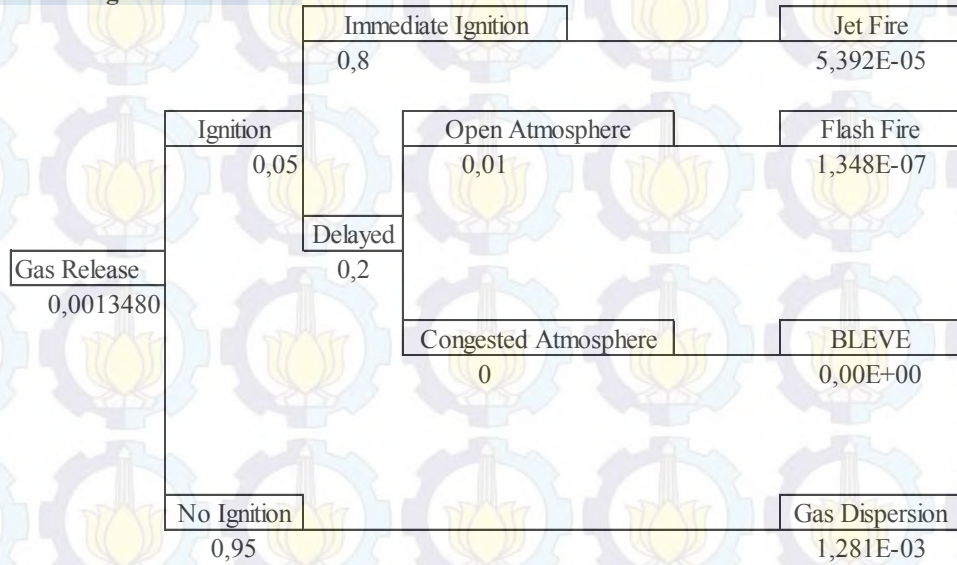


Gambar 30. Frekuensi Release Rate Sub-sistem Loading Arms 200 mm

LAMPIRAN III

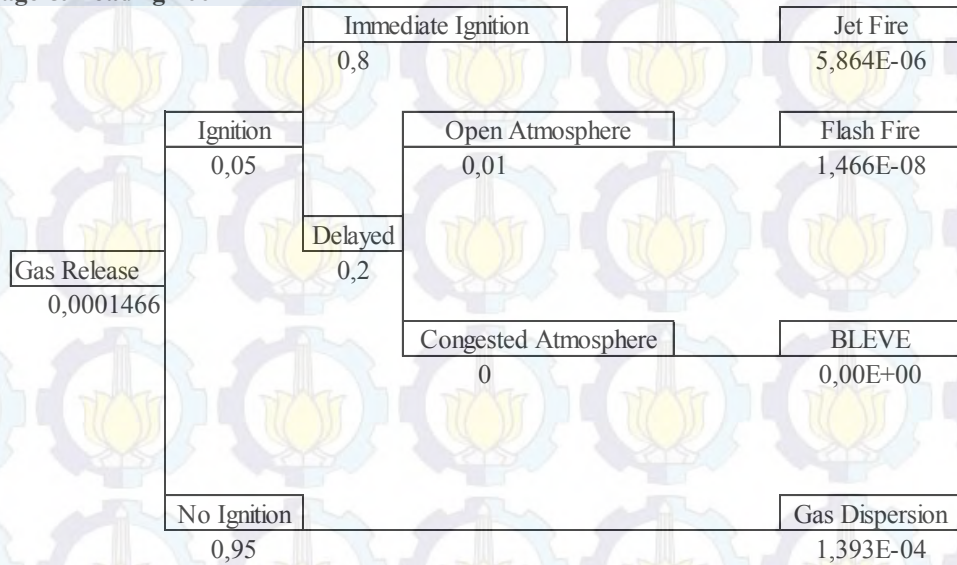
Event Tree Analysis (ETA) Storage & Loading Sub-system

Storage & Loading 50mm



Gambar 1. Gas Release Storage & Loading 50 mm

Storage & Loading 100mm



Gambar 2. Gas Release Storage & Loading 100 mm

Storage & Loading 200mm

Gas Release 0,0000844	Ignition 0,050	Immediate Ignition 0,8	Jet Fire 3,376E-06
		Open Atmosphere 0,003	Flash Fire 2,532E-09
	Delayed 0,2	Congested Atmosphere 0,001	BLEVE 8,44E-10
	No Ignition 0,95	Gas Dispersion 8,018E-05	

Gambar 3. Gas Release Storage & Loading 200 mm

Event Tree Analysis (ETA) Loading Arms Sub-system

Loading Arms 50mm

Gas Release 0,0004442	Ignition 0,05	Immediate Ignition 0,8	Jet Fire 1,777E-05
		Open Atmosphere 0,01	Flash Fire 4,442E-08
	Delayed 0,2	Congested Atmosphere 0	BLEVE 0,00E+00
	No Ignition 0,95	Gas Dispersion 4,220E-04	

Gambar 4. Gas Release Loading Arms 50 mm

Loading Arms 100mm

Gas Release 0,0000244	Ignition 0,05	Immediate Ignition 0,8	Jet Fire 9,760E-07
		Open Atmosphere 0,01	Flash Fire 2,440E-09
		Delayed 0,2	
	No Ignition 0,95	Congested Atmosphere 0	BLEVE 0,00E+00
			Gas Dispersion 2,318E-05

Gambar 5. Gas Release Loading Arms 100 mm

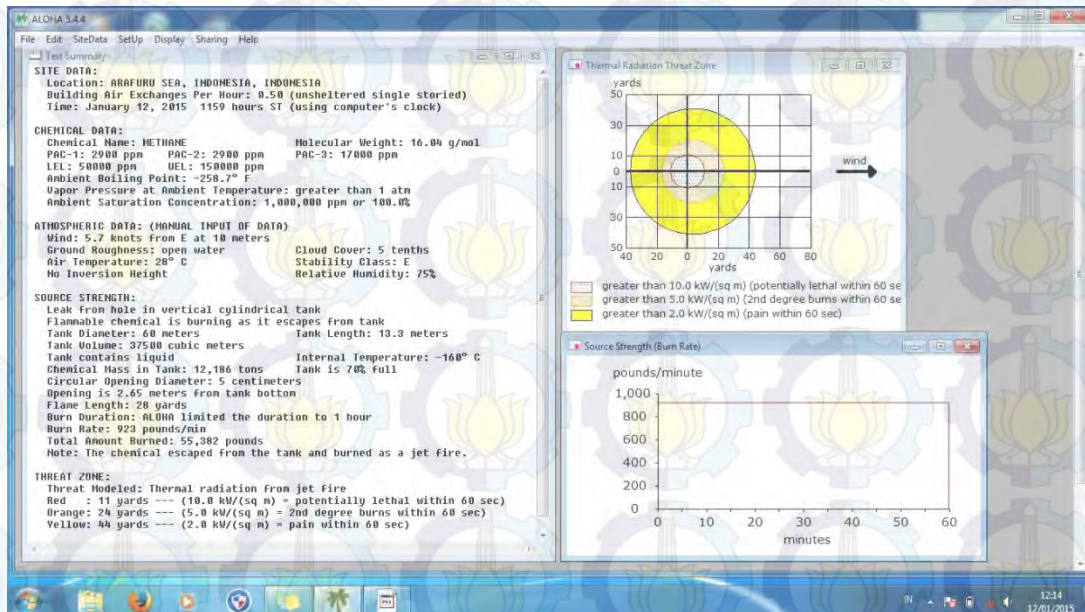
Loading Arms 200mm

Gas Release 0,0000506	Ignition 0,050	Immediate Ignition 0,8	Jet Fire 2,024E-06
		Open Atmosphere 0,003	Flash Fire 1,518E-09
		Delayed 0,2	
	No Ignition 0,95	Congested Atmosphere 0,001	BLEVE 5,06E-10
			Gas Dispersion 4,807E-05

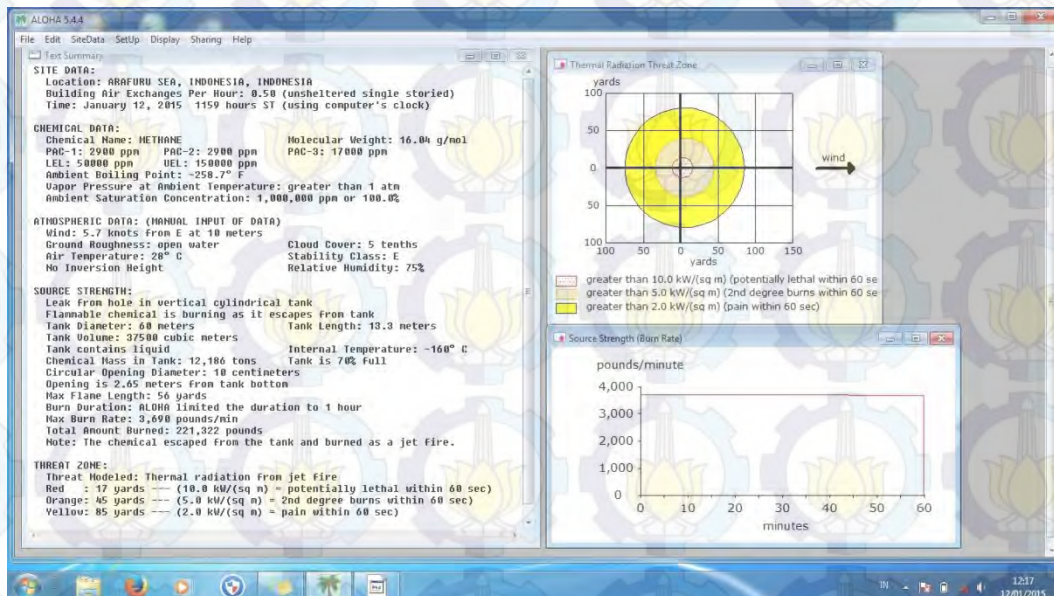
Gambar 6. Gas Release Loading Arms 200 mm

LAMPIRAN IV

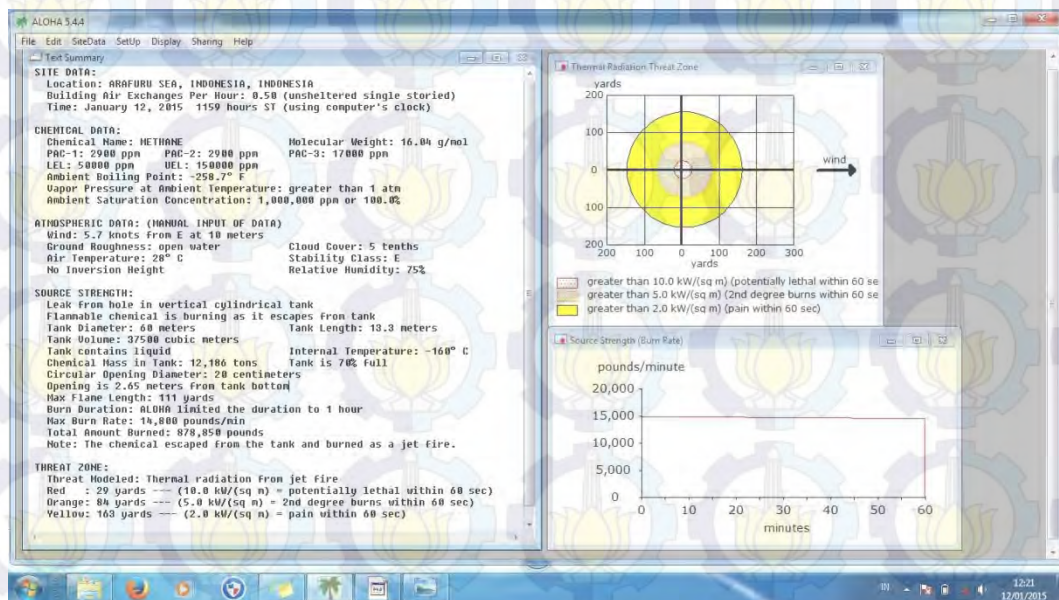
Jetfire Scenario (ALOHA)



Gambar 1. Jetfire Scenario Kebocoran 50 mm

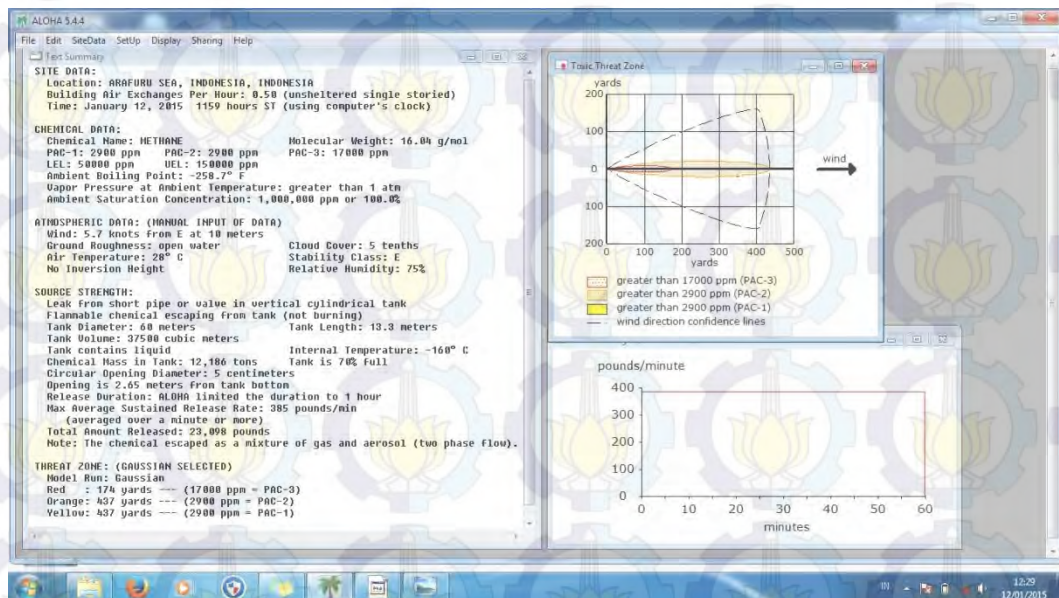


Gambar 2. Jetfire Scenario Kebocoran 100 mm

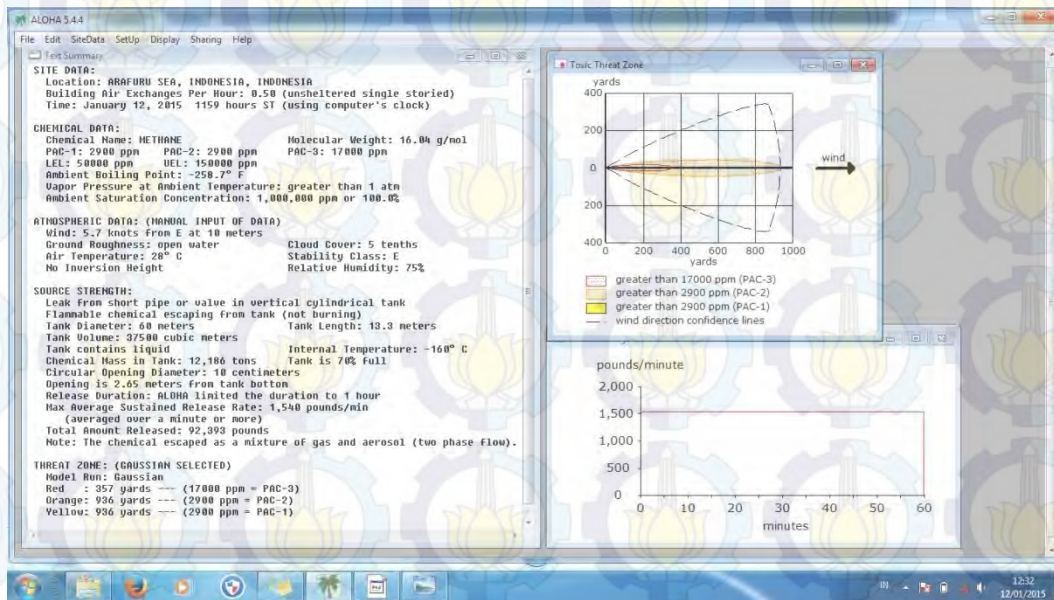


Gambar 3. Jetfire Scenario Kebocoran 200 mm

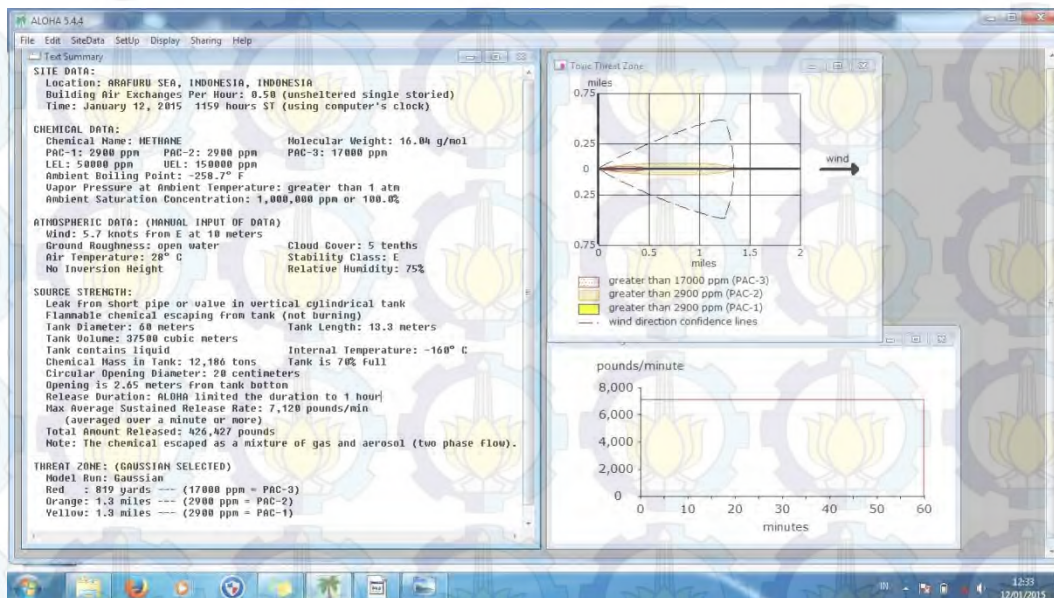
Gas Dispersion Scenario (ALOHA)



Gambar 4. Gas Dispersion Scenario Kebocoran 50 mm

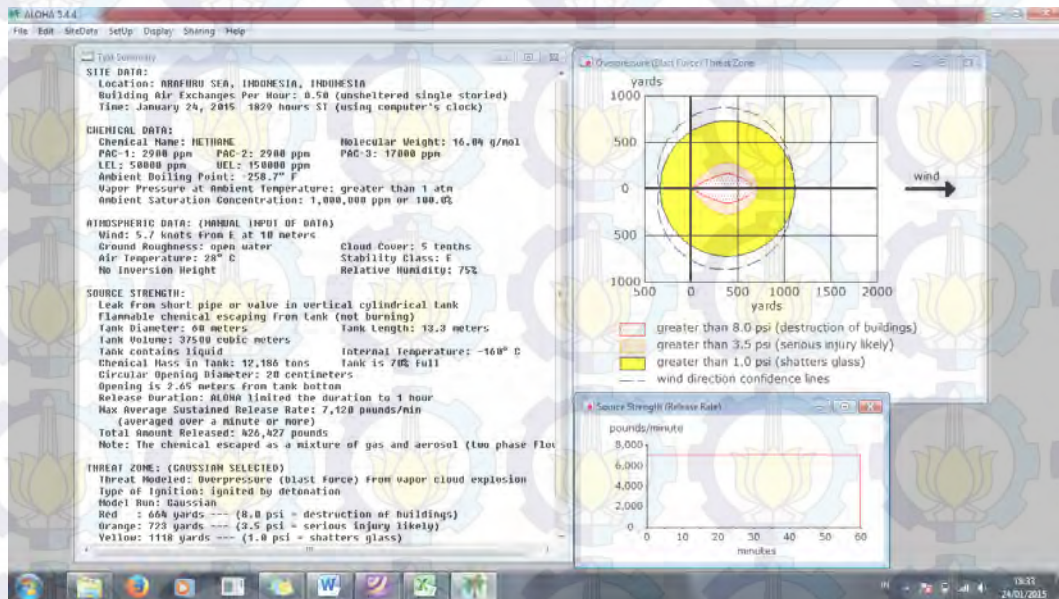


Gambar 5. Gas Dispersion Scenario Kebocoran 100 mm



Gambar 6. Gas Dispersion Scenario Kebocoran 200 mm

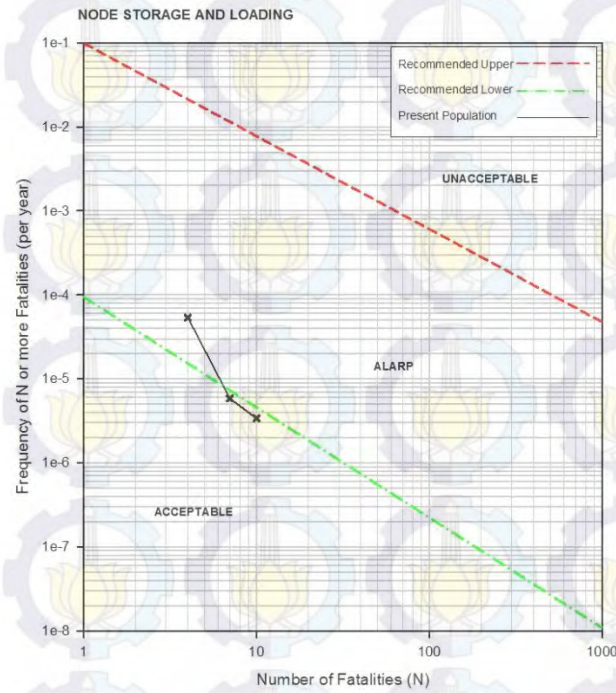
Explosion Scenario (ALOHA)



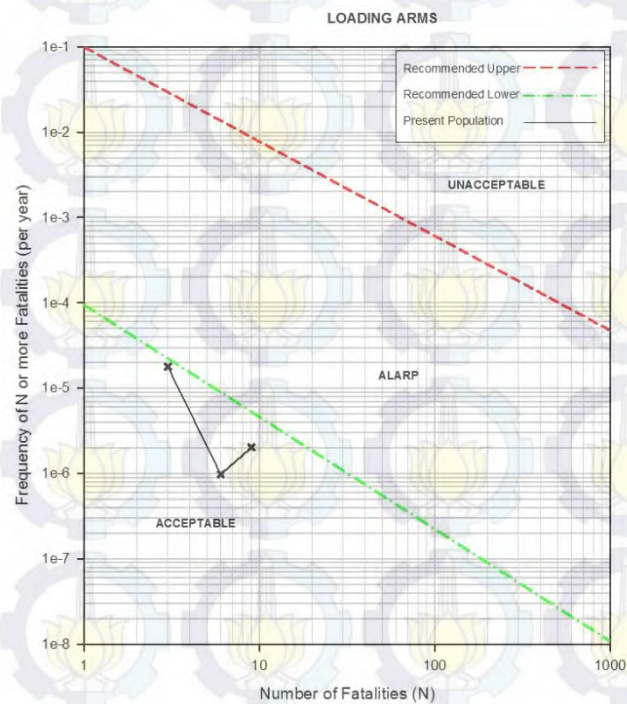
Gambar 7. Explosion Scenario Kebocoran 200 mm

LAMPIRAN V

Jetfire (f-N Curve)

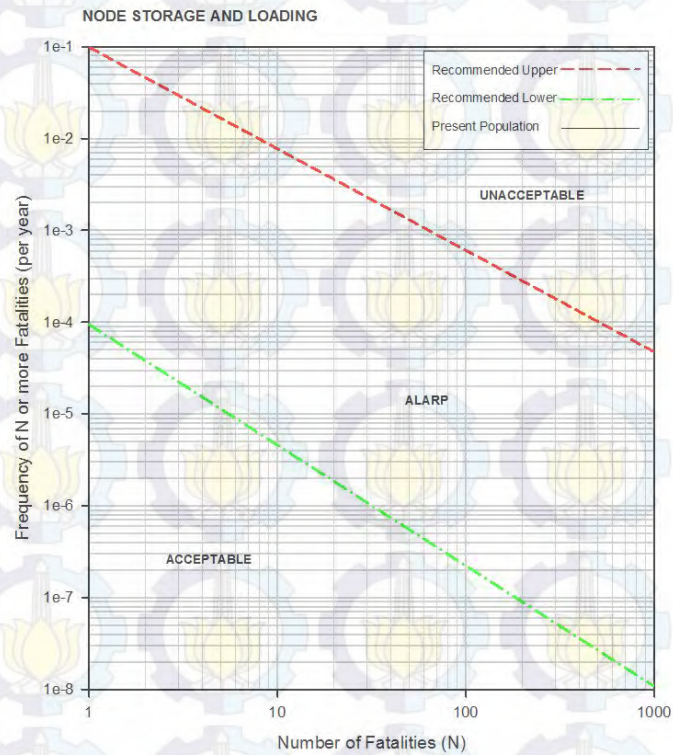


Gambar 1. *f-N Curve* Skenario *Jetfire* pada *Storage & Loading*

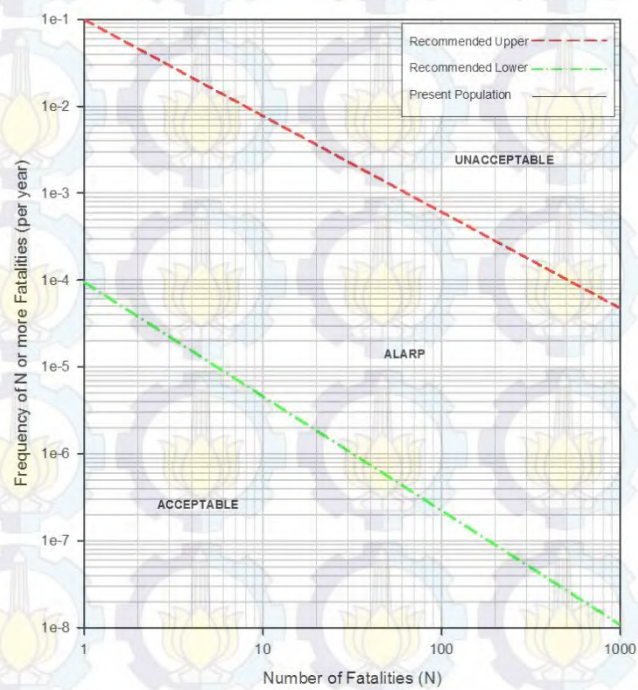


Gambar 2. *f-N Curve* Skenario *Jetfire* pada *Loading Arms*

Gas Dispersion (*f*-*N* Curve)

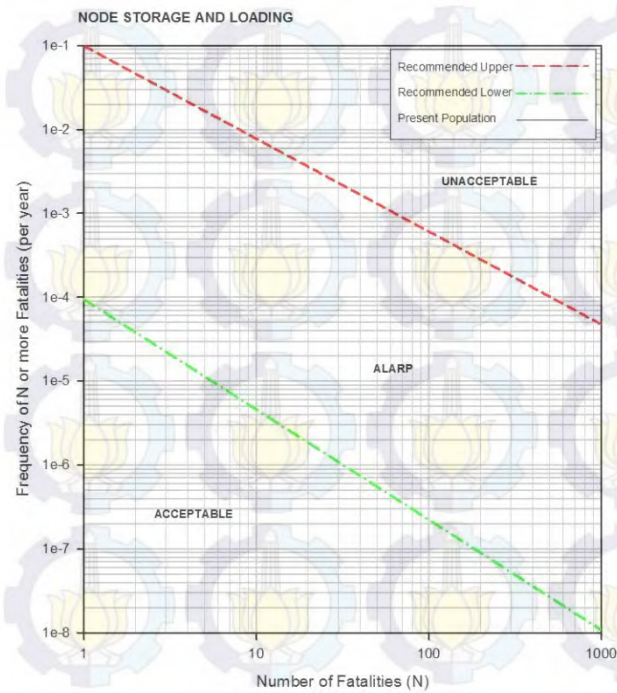


Gambar 3. *f*-*N* Curve Skenario Gas Dispersion pada Storage & Loading

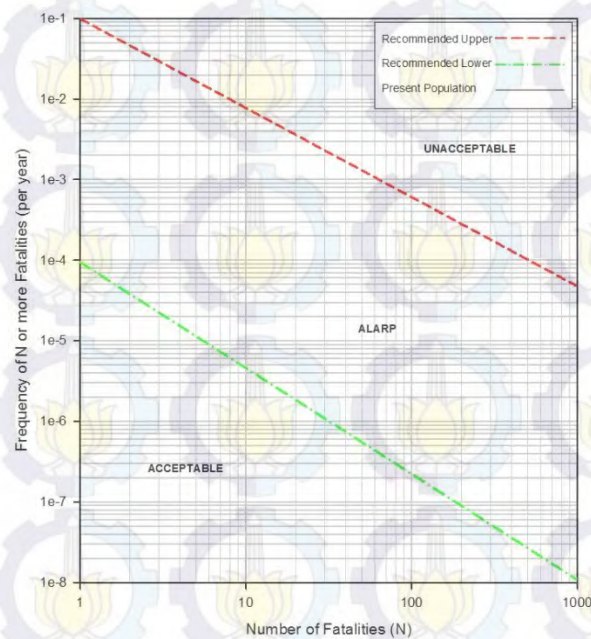


Gambar 4. *f*-*N* Curve Skenario Gas Dispersion pada Loading Arms

Explosion (*f-N* Curve)



**Gambar 5. *f-N* Curve Skenario Explosion pada Storage & Loading kebocoran
200 mm**



**Gambar 6. *f-N* Curve Skenario Explosion pada Loading Arms kebocoran
200 mm**



DAFTAR LAMPIRAN

Lampiran I	93
Lampiran II	97
Lampiran III	113
Lampiran IV	116
Lampiran V	120